Environnement Canada
Service de la protection de l'environnement

Environment Canada
Environmental Protection Service

Concentration du lactosérum par hyperfiltration dans une petite fromagerie canadienne

Canada

Développement technologique
Rapport SPE 4-EP-83-2F

Direction générale des programmes de protection de l'environnement
Novembre 1983

85-2178

LES RAPPORTS DU SERVICE DE LA PROTECTION DE L'ENVIRONNEMENT

Les rapports d'analyse économique et technique font le point sur l'état des connaissances, présentent des études bibliographiques et des inventaires industriels et comportent des recommandations afférentes, dans la mesure où celles-ci n'impliquent aucune recherche expérimentale. La préparation des rapports peut être confiée soit au personnel du Service de la protection de l'environnement, soit à des entreprises ou organismes dont il sollicite les services.

Le Service publie nombre d'autres rapports dans les collections suivantes : Règlements, codes et méthodes d'analyse, Politique et planification, Développement des techniques, Surveillance, Exposés et mémoires soumis à des enquêtes publiques, Évaluation des incidences sur l'environnement et Guides de formation.

Pour tout renseignement, prière de s'adresser au Service de la protection de l'environnement, ministère de l'Environnement, Hull (Québec), Canada, K1A 1C8.

ENVIRONMENTAL PROTECTION SERVICE REPORT SERIES

Economic and Technical Review Reports relate to state-of-the-art reviews, library surveys, industrial inventories, and their associated recommendations where no experimental work is involved. These reports will either be undertaken by an outside agency or by the staff of the Environmental Protection Service.

Other categories in the EPS series include such group as : Regulations, Codes and Protocols; Policy and Planning; Technology Development; Surveillance; Training Manuals; Briefs and Submissions to Public Inquiries; and Environmental Impact and Assessment.

Inquiries pertaining to Environmental Protection Service Reports should be directed to the Environmental Protection Service, Department of the Environment, Hull, Québec, Canada, K1A 1C8.

CONCENTRATION DU LACTOSÉRUM PAR HYPERFILTRATION DANS UNE PETITE FROMAGERIE CANADIENNE

Norbert W. Schmidtke & Associates Ltd.

pour le compte de

la Fromagerie d'Oka
Oka, Québec

et de la

Direction générale des programmes de protection de l'environnement,
Service de la protection de l'environnement
Environnement Canada

SPE 4-EP-83-2F
Novembre 1983

Publication distribuée par le ministère de l'Environnement
Ottawa, K1A 1C8

Édition française de
Concentrating Whey by Hyperfiltration at a Small Canadian Cheese Plant
préparée par le Module d'édition française
du ministère de l'Environnement

©
Ministre des Approvisionnements et Services
1983

© Ministre des Approvisionnements et Services Canada 1983
N° de cat. En 48-4/83-2F
ISBN 0-662-92382-0
IMPRIMERIE BEAUREGARD LIMITÉE

AVIS

Le présent rapport a été présenté à la Direction générale de la pollution des eaux du Service de la protection de l'environnement, laquelle en a approuvé la publication. Cette approbation ne signifie pas nécessairement que le présent rapport reflète les vues et les politiques du Service. La mention des marques de commerce des produits ne signifie pas que le Service en sanctionne l'utilisation.

REMERCIEMENTS

Les responsables du fonctionnement journalier et de l'entretien de l'équipement, des prélèvements et des analyses des échantillons, ainsi que de la surveillance et de la gestion générale du projet, étaient MM. Paul Niedermayr, directeur général et Jack Duckworth, chef de l'atelier de la Fromagerie d'Oka.

L'agent de liaison scientifique pour ce projet était M. Wayne Bissett de la Direction générale du contrôle de la pollution des eaux du Service de la protection de l'environnement. Il était chargé d'assurer la continuité du projet selon les conditions du mandat et de fournir des avis scientifiques et techniques à la Fromagerie d'Oka.

Peu après la fin de la phase démonstration du projet, la Fromagerie d'Oka a été vendue à la Coopérative agro-alimentaire Agropur, et les deux personnes mentionnées ci-dessus ont quitté la fromagerie. La société d'ingénieurs-conseils N.W. Schmidtke and Associates Ltd. a été engagée pour terminer l'analyse des données et préparer le rapport technique du projet.

RÉSUMÉ

S'il est simplement rejeté dans le milieu aquatique, le lactosérum ou petit-lait de fromagerie est très polluant. Les grosses fromageries ont réussi à le récupérer, à le traiter et à le réutiliser de diverses façons, mais les petites fromageries ne pouvaient pas compter sur une méthode rentable de traitement. Le présent rapport décrit un dispositif d'hyperfiltration permettant de concentrer le lactosérum doux à la Fromagerie d'Oka, au Québec, qui produit 4256 kg/d de fromage. L'hyperfiltration offre la possibilité de récupérer un concentré de lactosérum transformable en produits comestibles tout en réduisant la pollution créée par la fromagerie. Après 592 jours d'évaluation, le dispositif s'est révélé capable de concentrer le sérum, d'un taux initial de matières solides de 6,24 p. 100, à un taux de 24,1 p. 100, tout en récupérant beaucoup de protéines et de minéraux et en réduisant de plus de 95 p. 100 la concentration des principaux polluants. D'après les calculs, le dispositif se rentabilise en quatorze mois, si on tient compte des économies au poste du traitement des eaux usées et si on se débarrasse du concentré en le donnant. Si le concentré était vendu, le délai de rentabilité se réduirait en proportion du produit de la vente. Il est recommandé d'envisager l'hyperfiltration lors de l'évaluation économique de tout plan de réduction de la pollution et de récupération des sous-produits destiné à des fromageries de grandeur similaire, compte tenu de leurs caractéristiques propres.

ABSTRACT

Whey from cheese making operations, if simply discharged to the aquatic environment, exerts an extremely high pollution load. While large cheese making plants have been able to incorporate various recovery, reuse, and treatment schemes, no cost-effective method of handling whey has been available to smaller operations. This report describes the application of a hyperfiltration system for concentrating the solids in sweet whey at La Fromagerie d'Oka, Quebec, a cheese making plant with a production of 4 256 kg/d. Hyperfiltration offered the potential for recovery of a whey concentrate which could be used in the manufacture of edible products, while also reducing the pollution load from the cheese plant. The results of a 592-day evaluation of the system showed that whey could be concentrated from an initial 6.24 % solids to 24.1 % solids, with a high recovery of protein and minerals. At the same time, major pollutant parameters in the raw whey were reduced by more than 95 %. The payback period for the hyperfiltration system was calculated at 14 months when savings in wastewater treatment are considered and the concentrated whey is given away free of charge. If the whey were to be sold, the payback period would decrease proportionally with the amount of revenue recovered. The study recommends that hyperfiltration for whey concentration be considered in any economic evaluation of pollution abatement/by-product recovery schemes for cheese making plants of similar size, taking into account the site-specific characteristics of the operation.

TABLE DES MATIÈRES

Remerciements		iv
Résumé		v
Abstract		vi
Liste des figures		ix
Liste des tableaux		xi
Conclusions et recommandations		xii
1	CHAPITRE D'INTRODUCTION	1
2	PROBLÈME DU LACTOSÉRUM	3
2.1	Production du lactosérum	3
2.2	Manutention et élimination du lactosérum	8
2.3	Récupération des sous-produits	9
2.4	Différents aspects du contrôle de la pollution	12
2.4.1	Paramètres ordinaires de pollution	13
2.4.2	Répercussions de la récupération du lactosérum sur la charge polluante potentielle	14
2.4.3	Technologie du contrôle de la pollution	15
3	LE PROCESSUS D'HYPERFILTRATION	19
3.1	Technique de la filtration sur membrane	19
3.2	Système d'hyperfiltration	21
4	ÉQUIPEMENT ET FONCTIONNEMENT DU SYSTÈME D'HYPERFILTRATION	23
4.1	Description du système	23
4.2	Fonctionnement général du système	23
4.3	Capacité nominale de l'usine d'hyperfiltration	26
4.4	Spécifications du système	26
4.5	Mise en route	27
4.6	Formation de l'opérateur	29
4.7	Observations additionnelles	29
5	SURVEILLANCE ET RÉSULTATS DU PROGRAMME DE DÉMONSTRATION	30
5.1	Échantillonnages et analyses	31
5.2	Résultats des analyses	31
6	ÉVALUATION DU PROCESSUS TECHNIQUE	40
6.1	Capacité de concentration des matières solides du lactosérum	40
6.2	Influence de la pression du système sur la teneur en matières solides	40
6.3	Influences combinées de la pression et du temps sur la concentration de matières solides	46
6.4	Débit à l'intérieur du système	48

6.5	Influence du flux instantané sur les matières solides totales	53
6.6	Le filtrat	59
6.7	Retenue de certaines modécules par la membrane	61
6.8	Consommation d'eau	68
7	COÛTS DU SYSTÈME D'HYPERFILTRATION	71
8	RÉSUMÉ DES OBSERVATIONS	76
Références		81

LISTE DES FIGURES

1	Lait brut utilisé pour la fabrication du fromage à la Fromagerie d'Oka	5
2	Production journalière de fromage	6
3	Rapport entre la masse de lactosérum brut et celle du lait	6
4	Matières solides totales du lactosérum brut	7
5	Rapport entre la masse du lactosérum brut et celle du fromage fabriqué	7
6	Rapport entre la diminution de la teneur en humidité et celle du volume	20
7	Séparation par hyperfiltration	21
8	Schéma d'un module d'hyperfiltration	22
9	Disposition du système d'hyperfiltration	23
10	Disposition du bâtiment et de l'équipement	24
11	Graphique d'acheminement du processus	25
12	Disposition des modules d'hyperfiltration	26
13	Paliers défectueux des engrenages de la pompe d'appoint	28
14	Schéma général du système d'hyperfiltration à la Fromagerie d'Oka	30
15	Distribution des D.C.O. du lactosérum brut	37
16	Distribution des D.B.O.5 du lactosérum brut	38
17	Distribution des D.B.O.5 du lactosérum brut (ajustée)	38
18	Distribution des rapports D.C.O./D.B.O.5 du lactosérum brut	39
19	Distribution des rapports entre les matières solides du concentré et les matières solides du lactosérum brut	41
20	Teneur en matières solides en fonction du temps et de la pression	44
21	Temps de l'opérateur économisé en atteignant le pourcentage prescrit de matières solides à 3700 kPa au lieu de 3000 kPa	47
22	Matières solides du lactosérum en fonction de la pression à l'entrée du module	47
23	Pourcentages de matières solides du lactosérum en fonction du produit de la pression multipliée par le temps	48
24	Deux types de lectures des rotamètres en fonction du temps	49
25	Distribution des flux à l'intérieur du système	52
26	Débit moyen à l'intérieur du système en fonction du temps	54
27	Caractéristiques du flux instantané en fonction de la teneur en matières solides du lactosérum, à la pression de 3000 kPa	55
28	Caractéristiques du flux instantané en fonction de la teneur en matières solides du lactosérum, à la pression de 3700 kPa	56
29	Caractéristiques du flux instantané en fonction de la teneur en matières solides du lactosérum, à la pression de 4200 kPa	57
30	Teneur maximale en matières solides du concentré qu'il est possible d'obtenir	58
31	Caractéristiques du flux instantané en fonction de la teneur en matières solides du lactosérum	59
32	Distribution des rapports entre la masse du filtrat et celle du lait	60
33	Distribution des rapports entre la masse du filtrat et celle du lactosérum brut	60

34	Distribution des D.C.O. du filtrat	62
35	Distribution des D.B.O.5 du filtrat	62
36	Distribution des matières solides totales du filtrat	63
37	Minéraux dans le filtrat	64
38	Protéines dans le filtrat	64
39	Minéraux dans le concentré	65
40	Protéines dans le concentré	66
41	Matières grasses dans le concentré	66
42	Consommation d'eau de l'usine à la pression d'hyperfiltration de 3100 kPa	68
43	Consommation d'eau de l'usine à la pression d'hyperfiltration de 3700 kPa	69
44	Consommation d'eau de l'usine à la pression d'hyperfiltration de 4200 kPa	69

LISTE DES TABLEAUX

1	Distribution des fromageries au Canada, par capacité de production	1
2	Catégories de fromageries	3
3	Données de production de la Fromagerie d'Oka	4
4	Résumé des caractéristiques de la production	8
5	Caractéristiques du lactosérum doux séché	9
6	Résumé de l'étude de la transformation et de l'utilisation du lactosérum en 1972	11
7	Résumé des caractéristiques pertinentes du lactosérum doux de la Fromagerie d'Oka	12
8	Caractéristiques des effluents de fromagerie avec et sans récupération de lactosérum	14
9	Principaux processus de filtration sur membrane	20
10	Description technique du système d'hyperfiltration	27
11	Programme de surveillance et d'analyse du système d'hyperfiltration	32
12	Moments de l'échantillonnage	33
13	Caractéristiques du lactosérum brut	34
14	Caractéristiques du concentré de lactosérum	35
15	Caractéristiques du filtrat	36
16	Caractéristiques de l'eau de lavage	36
17	Caractéristiques de l'effluent total	37
18	Influence du temps sur la teneur en matières solides à 3000 kPa	42
19	Influence du temps sur la teneur en matières solides à 3700 kPa	43
20	Influence du temps sur la teneur en matières solides à 4200 kPa	43
21	Résumé des équations prévisionnelles des pourcentages de matières solides	45
22	Effets de différentes pressions du système sur l'accélération de la concentration des matières solides	46
23	Calculs types des flux	50
24	Flux moyens à l'intérieur du système selon le jour de la semaine	52
25	Résumé des différents rapports du filtrat	61
26	Données sur la retenue par la membrane	63
27	Résumé du coût de l'hyperfiltration	72
28	Répercussions éventuelles sur les coûts de la récupération et du traitement du lactosérum	74

CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

1° Toute évaluation économique de plans d'épuration des effluents et de récupération des sous-produits destinés aux fromageries, et particulièrement aux fromageries qui envisagent de modifier leur procédé d'élimination du lactosérum, devrait inclure une étude de l'utilisation de l'hyperfiltration pour concentrer le lactosérum.

2° Dépendant des conditions locales relatives au rejet du lactosérum, la concentration et la récupération de ce sous-produit peuvent procurer des économies significatives à une fromagerie.

3° Si le concentré de lactosérum est distribué gratuitement, les calculs relatifs à l'utilisation de l'hyperfiltration au lieu de l'épuration de l'effluent indiquent que la fromagerie d'Oka pourrait économiser jusqu'à 1,08 $ par kilogramme de matières solides.

4° Le délai de rentabilité calculé est de quatorze mois lorsque seule la concentration du lactosérum est pratiquée et que le concentré est donné.

5° Si la fromagerie peut soit vendre le concentré de lactosérum, soit l'utiliser comme matière première pour la fabrication d'autres produits comestibles, d'autres économies significatives pourraient être réalisées.

6° Les caractéristiques particulières à toute fromagerie ainsi que le grand nombre des variables influençant le coût de la récupération ou de l'épuration du lactosérum ou de l'élimination des effluents ne permettent pas de prévoir exactement les coûts. Chaque fromagerie doit être évaluée selon ses propres caractéristiques.

7° L'application de l'hyperfiltration au lactosérum doux des fromageries est une technique de concentration des matières solides qui peut être utilisée sans grande difficulté par les petites fromageries.

8° Pour trouver la solution la plus rentable au problème du lactosérum doux, il est nécessaire d'effectuer une étude de faisabilité pour chaque cas.

9° Les systèmes futurs d'hyperfiltration devront être conçus selon le principe du circuit fermé parce que l'énergie requise est beaucoup moins considérable et que le lactosérum est moins susceptible d'être contaminé par les bactéries.

10° Il faut développer un marché pour le lactosérum concentré en fabricant des produits comestibles destinés à l'alimentation soit humaine, soit animale.

11° Pour qu'un système d'hyperfiltration soit efficace, les conditions suivantes doivent être respectées.

- Une liaison étroite doit être maintenue entre le fournisseur et l'utilisateur pendant la période de rodage du système.
- Le stock de pièces de rechange doit être suffisant.

- Le fournisseur doit montrer à l'opérateur comment monter et démonter l'équipement.
- L'opérateur doit disposer d'un tableau de marche qui lui permette de surveiller la performance du système.
- L'opérateur choisi doit avoir une bonne aptitude pour la mécanique.
- Les membranes du système d'hyperfiltration doivent être toujours humides.
- Le niveau de l'huile dans les engrenages des pompes d'appoint doit être vérifié quotidiennement.
- Les engrenages doivent être lubrifiés de façon appropriée.
- Si l'un des ensembles de joints d'une pompe d'appoint est défectueux, les joints de toutes les autres pompes doivent également être remplacés.
- Le débitmètre du filtrat doit être étalonné périodiquement.
- Le risque de rupture de la membrane augmente lorsque le système fonctionne à des pressions supérieures à 4200 kPa.
- Le désinfectant doit circuler pendant au moins cent vingt minutes pendant le nettoyage du système.

1 CHAPITRE D'INTRODUCTION

Bien qu'on sache que le lactosérum provenant de la fabrication du fromage est un sous-produit qui pourrait avoir de la valeur, son utilisation finale est en général déterminée par les dimensions de l'installation. Rejeté simplement à titre de déchet dans l'environnement, il constitue une charge polluante très importante. Les solutions utilisées par les grandes fromageries pour résoudre ce problème sont, par exemple, sa récupération complète par évaporation pour fabrication de nouveaux produits laitiers ou un traitement par les fromageries ou les usines municipales en vue de l'utiliser comme aliment pour les animaux.

Dans les petites fromageries, il n'existait aucune méthode rentable pour résoudre le problème du lactosérum. À la Fromagerie d'Oka Inc. d'Oka (Québec), diverses solutions autres que le rejet du lactosérum dans l'environnement ont dû être étudiées. Le tableau 1 indique la distribution des fromageries selon leur importance au Canada. Avec une production moyenne de fromage de 4256 kg/d, la Fromagerie d'Oka est classée dans une catégorie comprenant plus de la moitié des fromageries canadiennes.

TABLEAU 1
DISTRIBUTION DES FROMAGERIES AU CANADA, PAR CAPACITÉ DE PRODUCTION

Capacité (kg/d)	*Nombre de fromageries*
Moins de 11 000	90
11 001 - 24 000	28
24 001 - 45 000	38
45 001 - 91 000	14
91 001 - 227 000	7
Plus de 227 000	5

À l'origine, une petite fromagerie avait été construite à Oka par les Trappistes en 1882. Son procédé de fabrication était primitif et exigeait une importante main-d'oeuvre. À cause de la diminution continuelle du nombre des moines et de l'augmentation de la sévérité des normes sanitaires provinciales et fédérales applicables aux fromageries, les Trappistes ont décidé de se départir de leur fromagerie en 1975. Elle a été vendue, et les nouveaux propriétaires ont commencé à réaliser un important programme de modernisation comprenant notamment une augmentation de la surface, l'installation de l'équipement de fabrication le plus moderne et la rénovation des salles de maturation existantes, qui a coûté 1,8 million de dollars (1977-1979).

La Fromagerie d'Oka rejetait son lactosérum dans le lac des Deux-Montagnes jusqu'au début de 1977. Ce rejet et l'augmentation de la capacité de l'usine constituaient pour ce lac une charge polluante intolérable. Pour trouver une méthode acceptable d'élimination du lactosérum, la Fromagerie d'Oka a étudié différentes solutions et notamment les méthodes suivantes :

a) l'expédition du lactosérum brut à une usine d'épuration à Montréal,
b) le rejet du lactosérum sur une vaste terre voisine,
c) l'installation d'un système d'évaporation sous vide, et
d) l'utilisation d'un processus de filtration sur membrane.

Le coût élevé du transport, la difficulté d'accéder à la terre en hiver, le coût élevé des immobilisations, etc., ont tous contribués à l'élimination des solutions *a* à *c*.

L'installation d'un processus de filtration sur membrane est devenue financièrement plus intéressante lorsqu'il est apparu qu'une subvention du gouvernement fédéral pourrait être obtenue pour financer une partie du coût du projet, subvention qui s'ajouterait aux bénéfices procurés par la récupération du lactosérum concentré susceptible d'être utilisé dans la fabrication de produits secondaires.

Dans le cadre du Programme pour l'avancement de la technologie de conservation, la Fromagerie d'Oka a commencé à réaliser au début de 1978 un programme à coût partagé portant sur l'évaluation d'une technologie anti-pollution de récupération du sous-produit dans les conditions d'exploitation en regard des coûts, du fonctionnement, du degré de diminution de la pollution, de la récupération du sous-produit et de la fiabilité de l'opération. Les résultats de ce programme d'étude devaient permettre d'évaluer ensuite si cette technologie était applicable à des fromageries semblables à celle d'Oka.

L'acquisition de l'équipement, la construction du laboratoire et la préparation de l'emplacement ont été effectuées au cours de 1978. L'installation de l'équipement d'hyperfiltration a commencé en janvier 1979. La phase démonstration a commencé en juin 1979 et s'est terminée en mars 1981. Les observations faites au cours d'environ cinq cents jours de fonctionnement ont procuré un grand nombre de données permettant d'estimer la valeur du système pour les petites fromageries.

2 PROBLÈME DU LACTOSÉRUM

2.1 Production du lactosérum

Le lactosérum, ou petit-lait, est le résidu obtenu après que les matières grasses et la caséine ont été éliminées du lait au cours du processus de fabrication du fromage. Les caractéristiques du lactosérum et sa valeur comme matière première pour la fabrication d'aliments pour les animaux et (ou) de produits comestibles ont été traitées de façon approfondie dans la documentation (1). Il existe deux types de lactosérum, le lactosérum acide (pH 4-5) provenant des opérations de fabrication du fromage cottage et le lactosérum doux (pH 5-7) résultant de la fabrication des fromages cheddar et spéciaux. La présente étude porte sur l'hyperfiltration du lactosérum doux provenant de la fabrication d'un fromage spécial. Par convention, on a réparti les fromageries en trois catégories en fonction de leur taille (voir le tableau 2).

TABLEAU 2
CATÉGORIES DE FROMAGERIES (2)

Catégorie	*Quantité de lait reçue* (kg/d)	*Quantité de lactosérum produite* (kg/d)
Petite	9 100	7 700
Moyenne	45 500	38 600
Grande	91 000	77 300

La quantité de lait reçue et transformée en fromage à la Fromagerie d'Oka est de 39 236 kg/d la moitié du temps. D'après le tableau 2, la fromagerie d'Oka se classe dans la fraction supérieure de la catégorie des petites fromageries.

La documentation indique que chaque kilogramme de fromage cheddar fabriqué nécessite 9,5 kg de lait brut et produit 8,5 kg de lactosérum doux (1). Les données observées au cours de la présente étude indiquent une utilisation de 9,22 kg de lait brut et une production de 8,36 kg de lactosérum par kilogramme de fromage fabriqué.

La quantité annuelle de lactosérum produite à la fromagerie d'Oka est en moyenne de 8 926 200 kg (pour 250 jours ouvrables). C'est cette quantité de lactosérum dont il faut se débarrasser soit en l'utilisant, soit en l'éliminant, soit par une combinaison de ces deux solutions.

L'analyse des données fournies par la fromagerie (tableau 3) montrait que, la moitié du temps, 39 236 kg/d de lait étaient reçus (figure 1). Les données indiquaient une distribution normale avec un coefficient de variation de 13,5. Les données de la fabrication du fromage indiquaient pendant la moitié du temps une valeur de 4250 kg/d avec un coefficient de variation de 14,3 (figure 2). Une grande

TABLEAU 3
DONNÉES DE PRODUCTION DE LA FROMAGERIE D'OKA

Jour	Date	Lait (kg)	Lactosérum brut		Filtrat		Concentré		Fromage (kg)	M° du lactos. brut/ M du lait	M du lactos. brut/ M du fromage	M du filtrat/ M du conc.	M des mat. sol. concentré/ M des mat. sol. du lactos. brut	M du lactos. brut/ M du conc.	M du filtrat/ M du lactos. brut	M du filtrat/ M du lait
			Quantité (kg)	Conc. (%)	Quantité (kg)	Conc. (%)	Quantité (kg)	Conc. (%)								
1	190679	36377	32493	5.2	23924	0.09	8569	39.6	3887	0.89	9.36	2.79	7.52	3.79	0.74	0.66
10	280679	37421	33443	6.0	25915	0.27	7528	40.4	3887	0.89	8.60	3.44		4.44	0.77	0.69
17	50779	37421	33443	6.1	26178	0.12	7264	38.7	3977	0.89	8.41	3.60	6.02	4.60	0.78	0.70
24	120779	37421	33443	5.3	25536	0.15	7905	10.7	3977	0.89	8.41	3.23	1.70	4.23	0.75	0.68
120	161079	47826	44315	5.3	30007	0.44	14308	37.6	4762	0.93	9.31	2.10	5.97	3.10	0.58	0.63
127	231079	47826	43272	5.2	29074	0.18	14198	34.5	4758	0.91	9.09	2.05	5.56	3.05	0.57	0.61
134	301079	47826	40097	5.4	27929	0.29	12167	41.7	4762	0.84	8.42	2.30	6.52	3.30	0.70	0.59
141	61179	47826	43558	5.3	35117	0.30	10540	41.0	4762	0.92	9.17	3.14	6.51	4.14	0.75	0.70
288	10480	36786	15504	5.3	10197	0.15	5335	22.0	3862	0.42	4.03	1.90	3.49	2.90	0.55	0.28
295	80480	33792	14785	5.7	10894	0.22	3890	27.0	3548	0.44	4.17	2.80	4.03	3.80	0.74	0.32
301	140480	27033	23365	5.1	14699	0.20	8666	25.5	2853	0.86	8.18	1.70	4.51	2.70	0.53	0.54
309	220480	37171	33404	5.3	23316	0.15	10137	22.0	3914	0.90	8.54	2.30	3.49	3.30	0.73	0.53
316	290480	29755	25779	5.3	19542	0.22	7237	29.0	3107	0.90	8.62	2.70	4.50	3.70	0.73	0.56
322	50580	30413	27357	5.2	20118	0.20	7735	26.0	3176	0.92	8.77	2.60	4.19	3.60	0.72	0.55
329	120580	27510	25439	5.2	18171	0.12	7235	24.0	3271	0.92	7.75	2.50	3.87	3.50	0.71	0.66
336	190580		0	5.3	0	0.15	0	24.0	0				3.81			
343	260580	33792	31905	5.0	21613	0.14	10292	22.0	3514	0.94	9.08	2.10	3.57	3.10	0.68	0.64
351	30680	38532	35746	5.0	24249	0.15	11567	33.0	4003	0.93	8.91	2.10	5.50	3.10	0.68	0.63
358	100680	41254	35746	5.6	24610	0.11	11180	19.0	4305	0.87	8.20	2.20	3.22	3.20	0.69	0.60
365	170680	41911	36574	6.5	26124	0.15	10449	24.0	4434	0.87	8.25	2.50	3.69	3.50	0.71	0.62
379	10780	35243	31719	5.1	21467	0.14	10252	26.0	3740	0.90	8.48	2.10	4.59	3.10	0.68	0.61
386	807d0	41850	37579	5.4	26201	0.15	11413	21.0	4396	0.90	8.57	2.30	3.23	3.30	0.73	0.63
392	140780	41480	37332	6.4	23999	0.19	13333	24.0	4395	0.90	8.49	1.80	3.48	2.80	0.64	0.58
399	210780	43272	38945	5.0	25036	0.17	13903	0.0	4544	0.90	8.57	1.80	0.00	2.80	0.54	0.58
406	280780	43290	38932	5.7	25040	0.19	13911	19.4	4799	0.90	8.12	1.80	3.37	2.80	0.64	0.58
448	80980	39123	38907	6.2	27792	0.27	11117	32.0	4720	0.99	8.24	2.50	5.16	3.50	0.71	0.71
455	150980	41911	40405	6.5	23005	0.20	15350	19.0	5190	0.97	7.80	1.40	4.22	2.40	0.58	0.56
462	220980	44113	42877	5.7	27504	0.25	13513	21.0	4834	0.97	8.87	1.80	3.13	2.80	0.54	0.52
469	290980	37038	33893	5.5	22687	0.15	10933	30.0	4159	0.90	8.15	2.03	4.62	3.10	0.57	0.50
476	61080	38478	35371	5.0	23502	0.15	12359	28.0	4359	0.93	8.23	1.90	4.67	2.90	0.55	0.51
485	151080	41712	38496	5.9	23481	0.14	13034	24.0	4808	0.87	7.59	1.80	4.07	2.80	0.54	0.56
490	201080	43408	39306	6.2	30165	0.14	9141	21.0	5016	0.91	7.84	3.33	3.34	4.30	0.77	0.59
497	271080	43374	40033	5.1	26624	0.14	14011	24.0	5328	0.94	7.63	1.90	3.93	2.90	0.55	0.51
511	101180	44427	40202	5.7	26339	0.14	13863	20.0	4704	0.90	8.55	1.90	2.99	2.90	0.55	0.59
518	171180	44020	39431	6.3	24826	0.15	14594	20.0	5001	0.90	7.88	1.70	3.17	2.70	0.53	0.56
525	241180	40445	35225	5.1	25441	0.17	9755	27.0	4747	0.87	7.42	2.60	4.43	3.60	0.72	0.53
539	81280	35359	32038	5.4	22026	0.12	10012	20.0	3937	0.91	8.14	2.20	4.06	3.20	0.59	0.62
546	151280	35486	31967	6.1	20711	0.13	10355	27.0	3927	0.88	7.91	2.00	4.43	3.00	0.57	0.58

*M : masse.

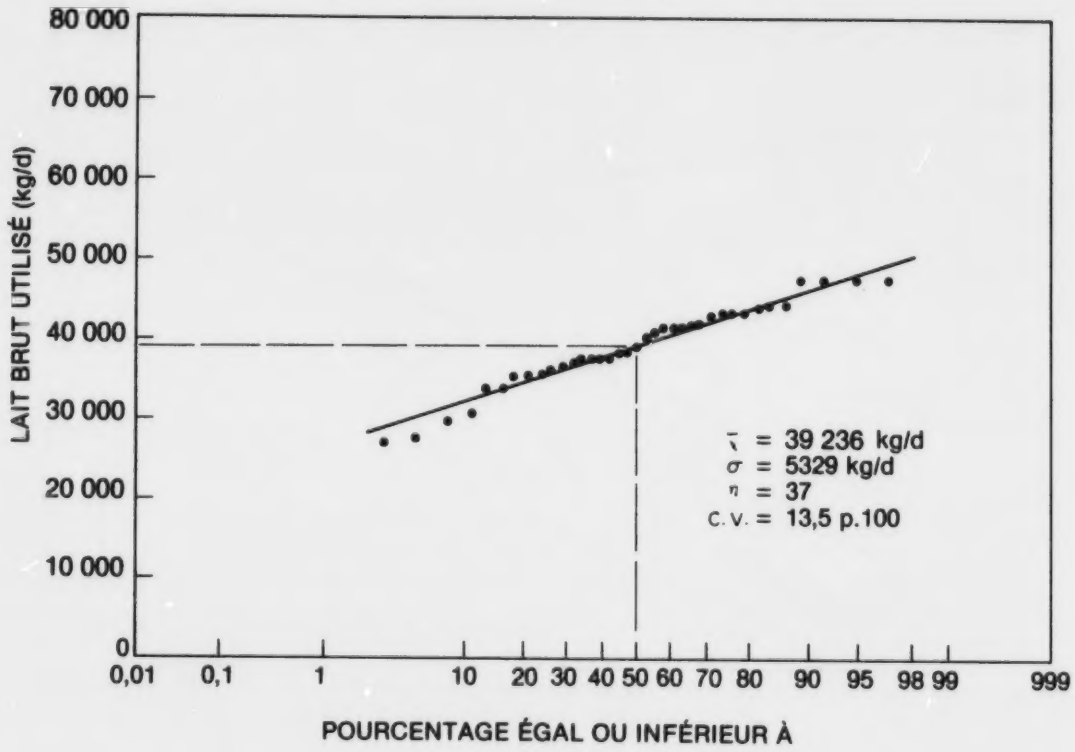

Figure 1
Lait brut utilisé pour la fabrication du fromage à la Fromagerie d'Oka

attention a été apportée à l'enregistrement de ces valeurs, parce que les données des quantités de lait brut et du fromage fabriqué reflètent le rendement économique d'une fabrique de fromage. Par contre, ceci n'est pas nécessairement vrai pour les quantités de lactosérum produites lors de la fabrication du fromage.

Il était surprenant de constater que les données sur le rapport entre la masse de lactosérum brut et celle du lait indiquaient que les données sur le lactosérum brut avaient une valeur moyenne de 0,91 et un coefficient de variation de 3,4 (figure 3).

Certaines autres données statistiques sur la teneur en matières solides du lactosérum brut ont été analysées après l'élimination de trois valeurs jugées anormales. Le calcul de la teneur moyenne en matières solides du lactosérum brut pour les 49 autres séries de données donnait une valeur de 6,24 p. 100. Le coefficient de variation obtenu par calcul était de 3,4. Comme l'indique la figure 4, les données étaient distribuées normalement.

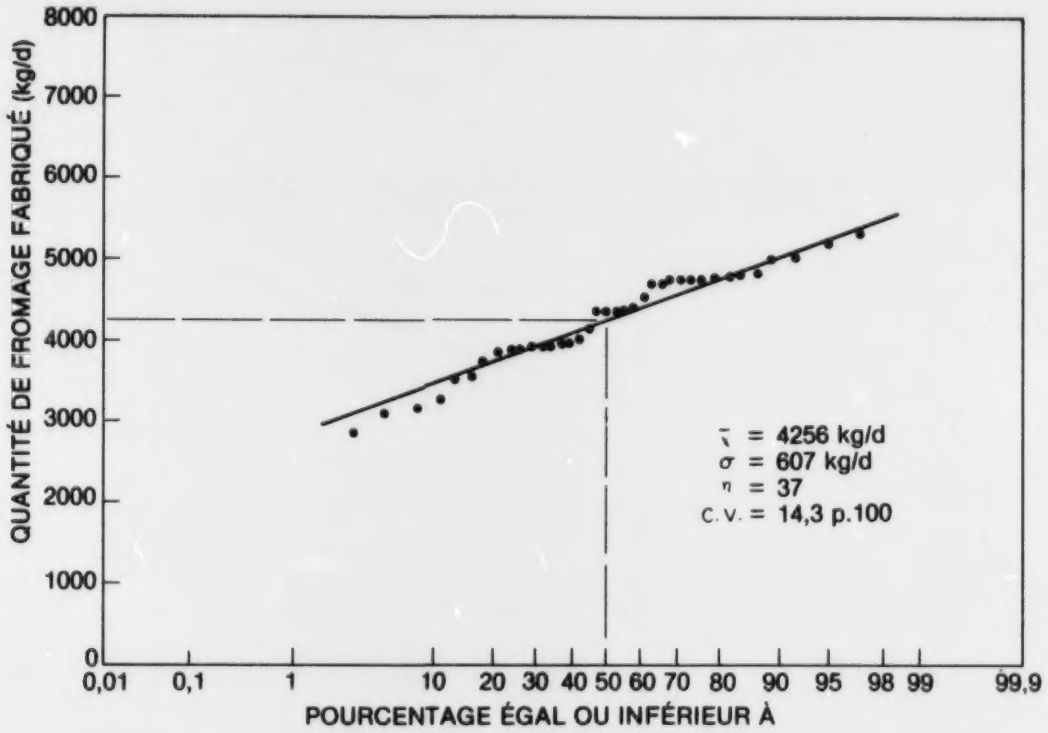

Figure 2
Production journalière de fromage

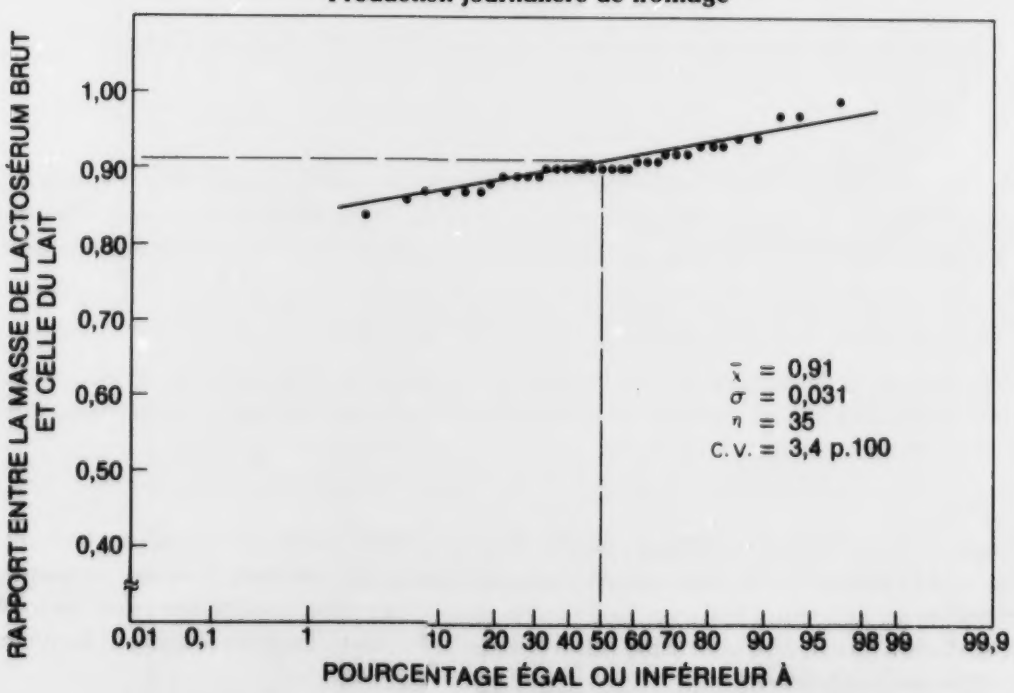

Figure 3
Rapport entre la masse de lactosérum brut et celle du lait

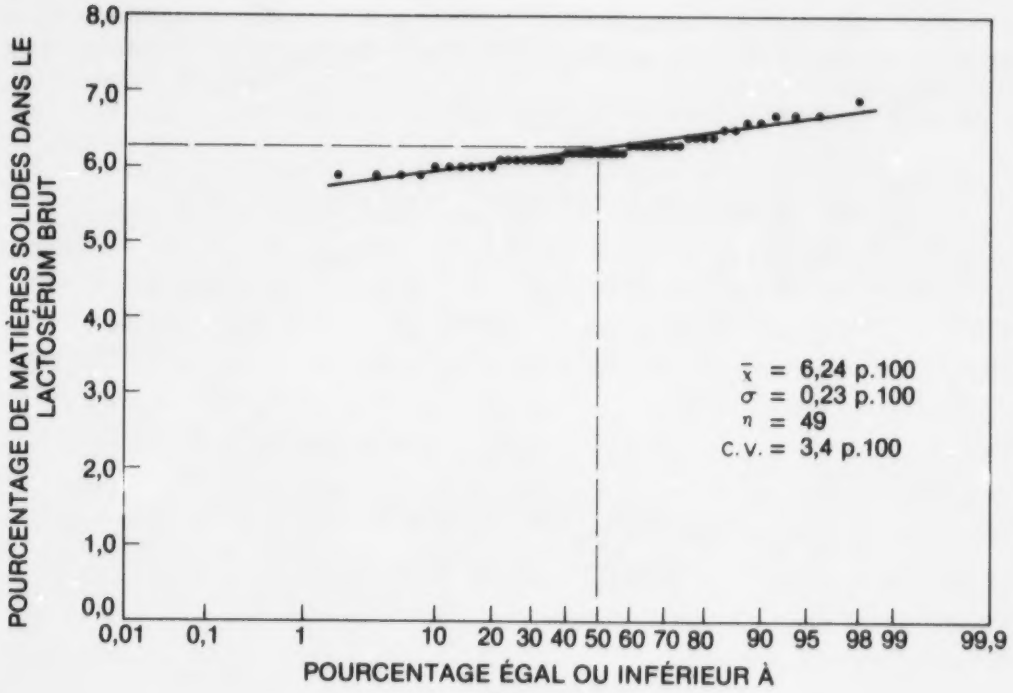

Figure 4

Matières solides totales du lactosérum brut

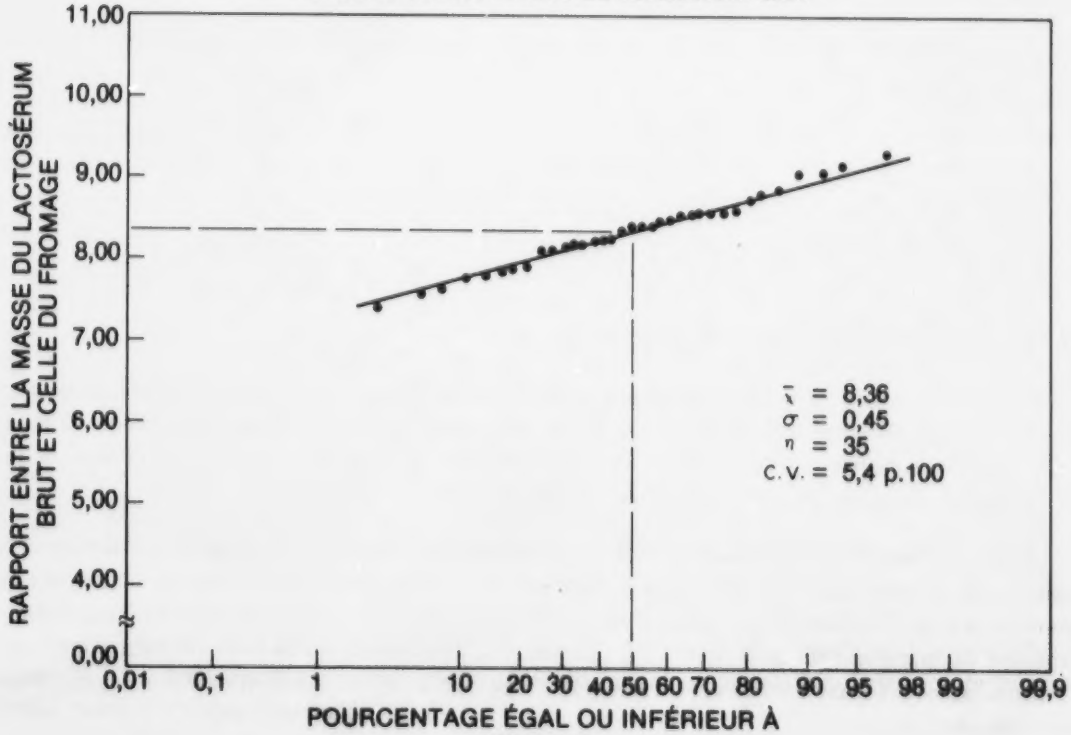

Figure 5

Rapport entre la masse du lactosérum brut et celle du fromage fabriqué

Les données sur le rapport entre la masse du lactosérum brut et celle du fromage obtenues lors de 35 observations avaient une valeur moyenne de 8,36 et un coefficient de variation de 5,4 (figure 5).

Le tableau 4 résume les données sur le lait, le fromage et le lactosérum.

TABLEAU 4
RÉSUMÉ DES CARACTÉRISTIQUES DE LA PRODUCTION

Paramètre	*Nombre d'observations*	*Moyenne* (kg/d)	σ (kg/d)	*Intervalle de confiance de 95 p.100* (kg/d)	*Coefficient de variation* (%)	*Tiré de la figure*
Lait	37	39 236	5 329	28 578 - 49 894	13,5	1
Fromage	37	4 256	607	3 649 - 4 863	14,3	2
Rapport entre le lactosérum brut et le lait	35	0,91*	0,03*	0,85 - 0,97*	3,4	3
Matières solides du lactosérum brut	49	6,24**	0,23**	5,78 - 6,70**	3,4	4
Rapport entre le lactosérum brut et le fromage	35	8,36*	0,45*	7,46 - 9,26*	5,4	5

* Sans dimension.
** Pourcentage.

2.2 Manutention et élimination du lactosérum

Comme nous l'avons indiqué précédemment, la proportion de lactosérum résultant de la fabrication du fromage cheddar est d'environ 9,5 kg de lactosérum par kilogramme de fromage. D'après la production totale de fromages cheddar et spéciaux qui atteint au Canada 177 x 10^6 kg (1981), la quantité de lactosérum doux produite annuellement est de 1690 x 10^6 kg (3).

Toute fromagerie, et spécialement une petite fromagerie, a intérêt à éliminer le lactosérum au coût le plus faible possible. La quantité même de lactosérum, soit 91 p. 100 du volume du lait, ainsi que sa teneur en matières solides (6,2 p. 100) et sa demande biochimique en oxygène (30 000 mg/l) élevées soulèvent de grandes difficultés pour les fromageries. L'élimination du lactosérum peut constituer un vrai problème si ses coûts sont élevés ou si le rejet de ce dernier dans l'environnement a des conséquences nuisibles.

Une fromagerie dispose d'un certain nombre d'options lorsqu'elle étudie le problème de l'élimination du lactosérum. Par exemple, ce dernier peut être :

a) tranformé en produits comestibles,
b) utilisé comme aliment pour les animaux,
c) épandu sur le sol agricole,
d) ou rejeté (après épuration pour obtenir un effluent d'une qualité suffisante).

À une époque où les taux d'intérêt varient et où les coûts de l'énergie et de la main-d'œuvre sont élevés, les techniques qui diminuent les coûts de la manutention et de l'élimination du lactosérum doivent être étudiées, éprouvées et mises en œuvre. Le climat économique actuel fait que la récupération et l'utilisation du lactosérum sont rentables. Il s'agit d'identifier la solution appropriée en fonction de chaque fromagerie.

2.3 Récupération des sous-produits

L'industrie de transformation a mis l'accent sur la récupération et l'utilisation des sous-produits durant les années 80. Le lactosérum, sous-produit de la fabrication du fromage, ne fait pas exception.

Le tableau 5 montre les caractéristiques ordinaires du concentré de lactosérum doux séché.

TABLEAU 5
CARACTÉRISTIQUES DU LACTOSÉRUM DOUX SÉCHÉ

Caractéristiques	*Pourcentage*	*Référence bibliographique*
Humidité	4,5	5
Matières grasses	1,1	
Protéines	12,9	
Lactose	71,2	
Acide lactique	2,3	
Cendres	8	
Ca	0,72	6
P	0,52	
K	2,88	
Na	1,13	
Mg	0,12	

Le lactosérum doux est riche en protéines, lactose, acides aminés, vitamines et minéraux ; c'est pourquoi il constitue une source potentielle importante de matière première qui est appropriée pour un certain nombre d'utilisations finales.

Les différents pays qui ont fourni volontairement l'information sur le traitement et l'utilisation du lactosérum au cours d'une étude réalisée en 1972 ont donné un aperçu intéressant que résume le tableau 6. Cette information montre les résultats quantitatifs de différentes méthodes d'élimination du lactosérum qui n'est pas du tout rejeté au Danemark mais est rejeté à 84 p.100 en Israël. La Suède indiquait qu'il est illégal de rejeter le lactosérum dans un réseau d'assainissement. La plage des proportions de lactosérum utilisées pour l'alimentation animale est également étendue : elle est comprise entre 0 p.100 en Israël et 90 p.100 au Danemark. Tous les pays étudiés, la province de Victoria en Australie exceptée, indiquaient un certain degré de transformation du lactosérum en sous-produits utiles. Les Pays-Bas se classaient en tête avec 93 p.100 du lactosérum transformés.

Les données canadiennes indiquent que 44 p.100 du lactosérum produit sont rejetés, 8 p.100 utilisés dans l'alimentation animale et 48 p.100 traités (4). Un rapport plus récent préparé par l'Inmarit Company pour le ministère de l'Agriculture du Canada, intitulé *Economic Evaluation of Liquid Whey Feeding to Livestock*, indique qu'au Canada, on utilise une quantité croissante de lactosérum dans l'alimentation animale. Cependant, plusieurs centaines de millions de kilogrammes de lactosérum sont encore perdus.

La récupération des sous-produits, spécialement des protéines et du lactose, est réalisée en utilisant certaines techniques de concentration et notamment le séchage par pulvérisation et l'utrafiltration associée à la filtration par gel. Le choix du procédé à utiliser est fonction des critères d'utilisation du produit final.

Les utilisations du lactosérum comme denrée alimentaire comprennent les produits pharmaceutiques, laitiers et de boulangerie, la confiserie et les garnitures de confiserie, les aliments congelés et les conserves, ainsi que les aliments en poudre. Au Canada, la production de poudre de lactosérum a augmenté de 41×10^6 kg en 1977 à 57×10^6 kg en 1981.

Les 1690×10^6 kg de lactosérum produits annuellement au Canada constituent une source importante de protéines, de lactose et de minéraux dont, à une teneur de 6 p.100 en matières solides, les quantités produites seraient approximativement les suivantes :

15×10^6 kg de protéines,
57×10^6 kg de lactose,
6×10^6 kg de minéraux.

La perte économique résultant de la non-utilisation de cette matière augmente fortement lorsque l'on tient compte des répercussions entraînées par le rejet du lactosérum dans l'environnement. Le coût de la lutte contre la pollution est considérable. Il est par conséquent impératif de tirer parti de la récupération des sous-produits et des possibilités d'utilisation du lactosérum.

TABLEAU 6
RÉSUMÉ DE L'ÉTUDE DE LA TRANSFORMATION ET DE L'UTILISATION DU LACTOSÉRUM EN 1972 (4)

Pays	*Production de lactosérum* (en millions de kilogrammes)	*Utilisation du lactosérum (%)*			*Prix à l'extérieur de la fromagerie pour une transformation ultérieure* (en cents le 100 lb)
		Transformation	*Alimentation animale*	*Rejet*	
Afrique du Sud	161	22	56	22	aucune vente
Allemagne	630(?)	67	?	?	presque nul
Australie (Victoria)	1459(600)	0	42	58	néant
Belgique	249	75	15	10	10 à 12
Bulgarie	273	17	74	9	25
CANADA[a]	1183	48	8	44	inconnu
Danemark	1084	10	90	0	23 à 30[c]
Espagne	300	50	17	33	4 à 45
Finlande	392	60	40	0	10 à 40
Israël	189	16	0	84	aucun commerce
Japon	100	?	?	10	vague
Nouvelle-Zélande	1830	25	30	45	0 - peu élevé
Pays-Bas	2662	93	7	0	45
Pologne	1373	4	84	12	0.9% à 3%[d]
Royaume-Uni[b]	1432	la plus grande partie	37	?	
Suède	558	66	34	illégal	9 à 18
Suisse	996	7	restant	infime	29 à 43[c]
U.R.S.S.	>3500	5 à 30	70	0 à 20	9

[a] Données de 1981, 1690 × 10^6 kg de lactosérum produit.
[b] Pas compris dans l'étude.
[c] Pour l'alimentation animale.
[d] 0,9 p.100 du prix du lait pour l'alimentation animale : 2,4 p.100 à 3,0 p.100 du prix du lait pour le traitement.

2.4 Différents aspects du contrôle de la pollution

Pour limiter la pollution de l'environnement par le rejet de lactosérum par l'industrie, une des stratégies appropriées consiste à diminuer les rejets accidentels de matière première, améliorer l'efficacité de la conversion du produit, augmenter la récupération et le recyclage des sous-produits et optimiser la production de sous-produits. Toutes ces opérations diminuent le volume et la masse des substances qui sont rejetées dans l'environnement.

Pour mettre en œuvre ces mesures, il est nécessaire qu'une entreprise fasse une étude de ses installations afin d'identifier les possibilités qui permettront d'appliquer une, plusieurs ou toutes les solutions indiquées précédemment. Comme nous l'avons indiqué, l'objectif est de diminuer la quantité de matières perdues qui résulte d'une activité industrielle particulière et de minimiser ainsi le fardeau économique supporté par l'entreprise pour se conformer aux exigences de la lutte contre la pollution. Dans un grand nombre d'industries, les sous-produits procurent un avantage économique qui fait plus que compenser le coût de la lutte contre la pollution.

Dans sa forme brute, le lactosérum doux constitue un polluant potentiel important. Le tableau 7 résume quelques-unes de ses caractéristiques dans le contexte des paramètres ordinaires de pollution : pH, demande biochimique en oxygène (D.B.O.), demande chimique en oxygène (D.C.O.), matières solides totales (M.S.T.) et azote ammoniacal (NH_3-N).

TABLEAU 7
RÉSUMÉ DES CARACTÉRISTIQUES PERTINENTES DU LACTOSÉRUM DOUX DE LA FROMAGERIE D'OKA

		Caractéristiques				
Description	*Unités*	*pH*	*D.B.O.$_5$*	*D.C.O.*	*M.S.T.*	*NH_3-N*
Moyenne, $\bar{x}$	mg/l	6,22	29 500	64 000	62 400	113
Écart-type, σ	mg/l	0,57	3 900	4 800	2 300	69
Coefficient de variation, C.V.	%	9	13	7,5	3,4	61
Nombre d'observations, *n*	—	45	41	44	49	45
Référence (2)		5 à 7	30 000 à 50 000	—	67 000	—

Remarque : les données sur le pH sont en unités pH.

L'effet du lactosérum brut sur l'environnement aquatique est quadruple. Il cause d'importantes diminutions de l'oxygène dissous, il nuit au poisson (absence d'oxygène) et gêne son système respiratoire (irritation) et provoque un dépôt significatif de matières solides.

2.4.1 PARAMÈTRES ORDINAIRES DE POLLUTION

La demande biochimique en oxygène (D.B.O.) est utilisée comme mesure de la teneur en déchets. Elle définit la quantité d'oxygène requise pour stabiliser un déchet organique dans des conditions non limitées par la teneur en substances nutritives. Il faut indiquer cependant que la D.B.O. est mesurée sur une période de cinq jours seulement (D.B.O.5) et représente ainsi approximativement 68 p.100 de la D.B.O. ultime ($D.B.O._u$). À long terme, une étendue d'eau réceptrice doit pouvoir satisfaire la D.B.O. ultime ou finale.

Dans la présente étude, la médiane de la D.B.O.5, basée sur 41 observations, était de 29 500 mg/l. On peut avancer avec un intervalle de confiance de 95 p.100 que :

médiane de la D.B.O.5 = 29 500 mg/l ± 7 800 mg/l

Pour une production moyenne journalière de 35 700 kg de lactosérum doux, la moyenne massique journalière de la D.B.O.5 était de 1050 kg. On peut calculer que, pour l'intervalle de confiance de 95 p.100, la charge de la D.B.O.5 est comprise entre 500 kg/d et 1600 kg/d, ce qui représente une demande importante pour les ressources en oxygène d'une eau réceptrice. Les pires conditions se produisent habituellement pendant l'été, lorsque la concentration de saturation d'oxygène dissous et les débits sont faibles. Lorsque la teneur en oxygène dissous des étendues d'eau réceptrice tombe à moins de 4 mg/l, tous les poissons, sauf les plus résistants présentent des signes de détresse.

Dans la présente étude, on a déterminé que les teneurs en matières solides totales (M.S.T.) du lactosérum brut avaient une valeur moyenne de 62 400 mg/l (49 observations). L'intervalle de confiance de 95 p.100 pour les matières solides totales est de :

M.S.T. = 62 400 mg/l ± 4 600 mg/l

En utilisant la même méthode de calcul que pour la D.B.O.5, on peut calculer que la charge massique moyenne journalière de M.S.T. est de 2230 kg. L'intervalle de confiance de 95 p.100 pour la charge de matières solides totales est de 1900 kg/d — 2560 kg/d.

Le rejet des matières solides dans l'environnement ne cause pas seulement de graves problèmes esthétiques mais entraîne la formation de dépôts qui, s'ils sont biodégradables, subissent une décomposition anaérobie. Pour le lactosérum, cette décomposition est caractérisée par d'épaisses boues noires et de fortes odeurs d'acide butyrique causées par la décomposition de la caséine. On comprend facilement pourquoi le rejet des matières solides du lactosérum dans l'environnement doit être minimisé.

L'ammoniac est un autre composé indésirable qui, s'il est rejeté dans des eaux réceptrices, nuit à l'environnement. L'ammoniac non ionisé, même en faibles teneurs (moins de 0,005 mg/l), peut être très toxique pour de nombreuses espèces de poissons. De plus, dans les approvisionnements en eau potable, la présence d'ammoniac nécessite une plus forte dose de chlore qui, à son tour, entraîne la production de chloramines.

Dans la présente étude, la teneur en ammoniac du lactosérum brut était de 113 mg/l. L'intervalle de confiance de 95 p.100 pour la teneur en ammoniac était :

NH_3-N = 113 mg/l ± 138 mg/l

En masse, cet intervalle représente 0 kg à 12 kg de NH_3-N par jour. Comme l'indique le tableau 8, les données de l'ammoniac sont fortement variables (coefficient de variation = 61 p.100).

2.4.2 RÉPERCUSSIONS DE LA RÉCUPÉRATION DU LACTOSÉRUM SUR LA CHARGE POLLUANTE POTENTIELLE

La récupération du lactosérum a un effet profond sur l'effluent final de la fabrication du fromage ; le tableau 8 illustre ce phénomène.

TABLEAU 8
CARACTÉRISTIQUES DES EFFLUENTS DE FROMAGERIE AVEC ET SANS RÉCUPÉRATION DU LACTOSÉRUM

	Lactosérum brut 35,7 m^3/d		*Lactosérum récupéré* *Effluent combiné* 39,8 m^3/d		*Lactosérum non récupéré* *Rejet total* 43 m^3/d	
Unités	mg/l	kg/d	mg/l	kg/d	mg/l	kg/l
D.C.O.	64 000	2 280	1 700	68	54 600	2 350
D.B.O.5	29 500	1 050	880	35	25 400	1 090
M.S.T.	62 400	2 230	4 370	174	55 800	2 400
NH_3-N	113	4	—	négl.	—	—
pH**	6,2	—	—	—	—	—

* Contient le filtrat et l'eau de lavage.
** Unités de pH.

L'eau de lavage et le filtrat (effluent combiné) sont des effluents liquides qui exigent encore une épuration. La charge en matières organiques totales et en matières solides est minime. Si le lactosérum *n'est pas* récupéré, les charges en polluants de l'effluent total sont, à toutes fins pratiques, presque identiques à celles du lactosérum brut. La récupération du lactosérum diminue de 97 p.100 les charges potentielles en D.C.O. et D.B.O.5 pour l'environnement et de 92 p.100 les charges en matières solides totales, ce qui constitue un excellent exemple de l'application d'une technologie qui permet à la fois de récupérer une grande partie du produit et de diminuer la pollution.

Les charges polluantes sont généralement exprimées en équivalents de population (e.p.). Si un e.p. est défini comme étant égal à 77 g de D.B.O. 5 par personne par jour, la charge polluante de la fromagerie d'Oka est égale à 450 e.p. si le lactosérum est entièrement récupéré et à 14 200 e.p., s'il n'est pas du tout récupéré.

2.4.3 TECHNOLOGIE DU CONTRÔLE DE LA POLLUTION

Au fil des ans, la fromagerie a adopté trois différentes approches pour limiter la pollution par ses effluents :

a) le rejet direct dans le réseau d'égouts municipal,

b) le prétraitement à la fromagerie, suivi du rejet dans le réseau d'égouts municipal,

c) l'épuration totale par la fromagerie.

L'épuration biologique du lactosérum n'est pas sans causer de problèmes. Même si le lactosérum comporte toutes les substances nutritives nécessaires, la fraction lactose entraîne un déplacement des populations bactériennes favorisant les organismes filamenteux incapables d'utiliser comme source d'azote les acides aminés présents. À cause de leurs grandes dimensions, les molécules de protéines ne peuvent passer à travers la paroi des cellules bactériennes. Au moment opportun, des enzymes extracellulaires dégradent les grosses molécules de protéines, mais seules des quantités relativement petites de lactosérum peuvent être oxydées à un moment donné.

Dans de nombreux cas, lorsqu'une fromagerie est située dans une région rurale où il existe un système municipal d'épuration des eaux usées, les effluents de la fromagerie constituent invariablement la principale charge polluante traitée. Le débit de la charge organique acheminée vers l'usine d'épuration n'est pas constant, à moins qu'une égalisation de la charge soit réalisée. La réponse du processus est très variable, à moins que des temps de retenue extrêmement longs soient prévus. L'expérience a montré que la D.B.O. 5 entrant dans un système biologique épurant principalement du lactosérum ne doit pas excéder 1000 mg/l. Des D.B.O. 5 plus élevées entraînent de graves problèmes de foisonnement. Comme l'indique le tableau 8, la D.B.O. 5 est de 880 mg/l. Si le lactosérum n'est pas récupéré, la D.B.O. 5 de l'effluent total est estimée à 25 400 mg/l.

Afin que les eaux usées combinées d'une fromagerie et d'une communauté ne contiennent pas plus de 1000 mg/l de D.B.O. 5, le calcul de l'équilibre massique suivant peut être fait pour déterminer la part minimale de la communauté :

FROMAGERIE
Lactosérum non récupéré

Q_1 = 43,0 m^3/d
R_1 = 1090 kg/d de D.B.O.5

COMMUNAUTÉ
Q_2 = 0,4 m^3/d par personne
R_2 = 0,077 kg/d par personne de D.B.O.5
P = nombre de personnes

→ M_T, V_T, C → **USINE D'ÉPURATION**

C = 1000 mg/l de D.B.O.5 = 1 g/l de D.B.O.5 = 1 kg/m^3 de D.B.O.5

$M_T = M_1 + M_2$ **(1)**

$V_T = V_1 + V_2$ **(2)**

$V_T = t(Q_1 + Q_2 P)$

$M_1 = R_1 t$

$M_2 = R_2 t P$

$$\therefore C = \frac{M_T}{V_T} = \frac{t(R_1 + R_2P)}{t(Q_1 + Q_2 P)} = \frac{R_1 + R_2P}{Q_1 + Q_2 P} \quad \textbf{(3)}$$

$C(Q_1 + Q_2 P) = R_1 + R_2 P$
$CQ_1 + CQ_2 = R_1 + R_2 P$

$$P = \frac{R_1 - CQ_1}{CQ_2 - R_2} \quad \textbf{(4)}$$

$$P = \frac{1090 - 1(43)}{1(0.4) - 0.077} = \frac{1047}{0,323} = 3241 \text{ personnes}$$

où
Q_1 = débit journalier de l'effluent de la fromagerie
Q_2 = débit journalier de l'effluent de la communauté
R_1 = charge en D.B.O.5 de l'effluent de la fromagerie
R_2 = charge en D.B.O.5 des eaux d'égout de la communauté
P = nombre de personnes
C = D.B.O.5 des eaux entrant dans l'usine d'épuration
M_1 = masse de la D.B.O.5 de la fromagerie
M_2 = masse de la D.B.O.5 de la communauté
M_T = masse totale de la D.B.O.5
V_1 = volume journalier de l'effluent de la fromagerie
V_2 = volume journalier de l'effluent de la communauté
V_T = volume journalier total des effluents
t = temps

- Lorsque le lactosérum **n'est pas** récupéré, il faut que la communauté soit d'approximativement 3300 personnes pour que la D.B.O. 5 n'excède pas 1000 mg/l. Des suppléments d'azote et de phosphore doivent vraisemblement être ajoutés à l'usine d'épuration.

De fortes odeurs sont susceptibles de se dégager à cause de la grande vitesse de biodégradation des eaux usées et de la lenteur du transport entre la sortie de la fromagerie et l'usine d'épuration. La très forte charge organique de l'effluent dirigé vers l'usine d'épuration fera également fortement augmenter les quantités de boues et les problèmes connexes de la manutention et de l'élimination de ces boues.

Une des méthodes utilisables pour diminuer l'impact de l'effluent sur l'installation municipale d'épuration d'eaux usées consiste à pratiquer un certain degré de prétraitement à la fromagerie. Ce prétraitement peut consister en un tamisage suivi d'une égalisation puis d'un rejet continu dans le réseau d'égouts municipal.

Tout procédé de réduction de la pollution d'un effluent très concentré exige une énergie considérable, sauf le processus de digestion anaérobie appliqué à un déchet biodégradable très concentré qui utilise l'énergie extraite du déchet et constitue par conséquent un processus producteur d'énergie nette. De plus, la demande en substances nutritives et la production de boues sont considérablement moins fortes que dans les autres processus. L'épuration anaérobie des effluents très concentrés au cours d'un prétraitement avant le rejet de l'effluent dans un réseau d'égouts municipal est un processus de plus en plus rentable et intéressant.

Il faut indiquer que les municipalités imposent habituellement une surtaxe à une industrie pour utilisation des égouts si la concentration de ses effluents mesurée par la D.B.O. 5 excède un certain plafond. Dans de nombreux cas, cette valeur est de 300 mg/l. Bien que les conditions économiques de l'épuration des effluents varient selon les usines, il est clair qu'il est possible de faire des économies significatives en pratiquant le prétraitement.

L'option consistant à assurer sur place une épuration complète des effluents pour se conformer aux normes prévalentes doit être incluse dans toute étude de stratégie de contrôle de la pollution. Il existe différents procédés pour épurer sur place le lactosérum provenant de la fabrication des fromages et notamment les procédés aux boues activées et leurs nombreuses variantes, les lits bactériens ou les étangs de stabilisation des effluents. Différentes options d'irrigation des terres ont également été mises en œuvre (7, 8, 9).

Comme nous l'avons indiqué précédemment, il a été démontré que pour obtenir de bons résultats avec les procédés par boues activées lorsqu'il y a une charge importante de lactosérum, la D.B.O. 5 des eaux à épurer doit être inférieure à 1000 mg/l. Certains problèmes associés au moussage et au foisonnement ont été signalés. Par contre, des D.B.O. 5 de moins de 10 mg/l dans l'effluent ont été atteintes.

Il a été signalé que les **lits bactériens** donnent de meilleurs résultats pour l'épuration du lactosérum. Toutefois, des problèmes d'obstruction du filtre dus à l'accumulation de boues et de particules entraînées par le courant ont été signalés. Lorsque cette méthode donnait de bons résultats, des concentrations de moins de 25 mg/l de la D.B.O. 5 dans l'effluent ont été atteintes. Dans ces cas, des dilutions à moins de 300 mg/l de D.B.O. 5 des eaux à l'entrée du système étaient nécessaires. Dans les climats froids, les faibles températures ambiantes font que des processus utilisant des films minces (lits bac-

tériens, contacteurs biologiques rotatifs) ou comprenant un fort rapport air-liquide à l'interface soient conçus de façon à minimiser les pertes de chaleur. Dans la plupart des cas, les dépenses nécessaires pour tenir compte de cette exigence enlèvent de l'intérêt à cette solution.

Les **étangs de stabilisation** utilisés pour l'épuration du lactosérum, s'ils ne sont pas aérés artificiellement, doivent, pour être efficaces, avoir une grande superficie, et la distribution de leur charge organique doit être relativement uniforme. On a signalé que le lactosérum peut provoquer dans le fond du bassin une accumulation de protéines favorisant la croissance des bactéries thioréductrices qui produisent du H_2S et créent des problèmes d'odeurs connexes. On a signalé que des **étangs aérés** recevant des eaux d'égout ayant une D.B.O.5 de 1000 mg/l sont capables de produire un effluent ayant une D.B.O.5 de 20 mg/l.

Différents modes **d'irrigation** des terres avec du lactosérum ont été signalés. Compte tenu que, comme fertilisant, trois tonnes de lactosérum ont autant de valeur nutritive qu'une tonne de fumier, l'irrigation des terres agricoles avec du lactosérum est devenue une méthode populaire qui va dans le sens du principe de la réutilisation. Comme pour toutes les autres solutions, afin d'obtenir de bons résultats, le plan d'irrigation doit respecter une série de critères relatifs notamment à la nappe phréatique, la couverture, la perméabilité et la pente du sol, l'évaporation et la proximité des habitations, pour n'en indiquer que quelques-uns.

Les méthodes d'irrigation avec du lactosérum sont les suivantes : l'épandage par aspersion qui est pratiqué surtout par les fromageries disposant d'importantes quantités de ce produit, l'épandage par irrigation (rejet sur la terre) et l'épandage par sillon avec une couverture d'alpiste. L'irrigation des boisés à l'aide de lactosérum a également été pratiquée.

L'application de n'importe laquelle de ces méthodes peut augmenter la fertilité du sol et sa capacité de charge, mais les résultats obtenus dépendent de certains facteurs. Il est nécessaire d'effectuer auparavant des analyses du sol et de mettre au point un programme d'essai d'épandage par aspersion. Une irrigation mal conçue ou mal faite entraîne habituellement un ruissellement qui pollue l'eau et (ou) crée des étendues d'eau qui dégagent des odeurs déplaisantes.

Il faut reconnaître qu'il n'existe pas de solution universelle en matière de technologie de lutte contre la pollution. L'emplacement de chaque usine et les conditions économiques en évolution continuelle nécessitent une évaluation séparée de chaque cas.

3 LE PROCESSUS D'HYPERFILTRATION

Les importantes répercussions de la récupération du lactosérum ont été illustrées dans les sections précédentes. Certaines considération économiques imposent le traitement du lactosérum récupéré de la façon la plus appropriée sous la forme la plus concentrée possible, c'est-à-dire à un volume minimal.

Des réductions significatives de volume peuvent être réalisées par des processus de concentration des matières solides ou d'épaississement, ce qui est illustré mathématiquement par l'équation **5**, en supposant que les densités massiques, ρ , des matières liquides et des matières solides du lactosérum sont identiques :

$$V_f = V_i \left[\frac{100 - te_i}{100 - te_f} \right] \qquad \textbf{(5)}$$

où V_f : volume final
V_i : volume initial
te_i : teneur initiale en humidité (%)
te_f : teneur finale en humidité (%)

Par exemple, si la teneur initiale en humidité est de 94 p. 100 et la teneur finale, de 76 p. 100, le volume final est égal à 25 p.100 du volume initial.

$$V_f = V_i \left[\frac{100 - 94}{100 - 76} \right]$$
$$= V_i \left[\frac{6}{24} \right]$$
$$= 0{,}25\ V_i$$

La figure 6 illustre le rapport qui existe entre la diminution de la teneur en humidité et la réduction du volume.

Pour que les procédés de concentration des matières solides soient efficaces, dans de nombreux cas, certains produits chimiques de conditionnement doivent être additionnés pour favoriser la séparation liquide-solide. Or, l'addition de produits chimiques n'est pas appropriée puisque le but de la concentration du lactosérum est d'obtenir un produit final non altéré susceptible d'être réutilisé. Les procédés de filtration sur membrane permettent de concentrer les matières solides par tamisage moléculaire sous l'effet d'une pression. Aucun produit chimique n'est ajouté pour augmenter l'efficacité de la séparation liquide-solide.

3.1 Technique de la filtration sur membrane

Comme l'indique son nom, cette technique de séparation utilise une membrane qui s'oppose au passage de certaines molécules ou de certains ions entre les phases qu'elle sépare. Ces membranes peuvent être fabriquées d'après différentes spécifications qui les rendent fortement perméables à certains

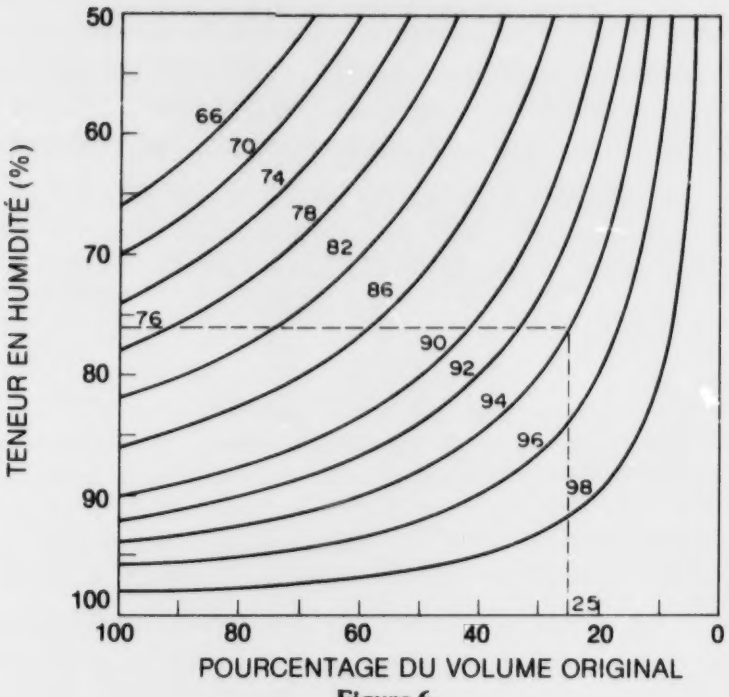

Figure 6

Rapport entre la diminution de la teneur en humidité et celle du volume

TABLEAU 9
PRINCIPAUX PROCESSUS DE FILTRATION SUR MEMBRANE

	Processus	*Fonction de la membrane*	*Principale force motrice*
1.	Électrodialyse	transport sélectif d'ions	différence de potentiel électrique
2.1	Ultrafiltration	transport sélectif de grosses molécules	pression (faible)
2.2	Hyperfiltration	transport sélectif de petites molécules	pression (forte)
3.	Osmose inverse	transport sélectif d'eau	pression (très forte)

groupes et imperméables à d'autres. De façon générale, il existe trois processus principaux de filtration sur membrane, qui sont indiqués au tableau 9.

L'électrodialyse est principalement utilisée pour dessaler l'eau saumâtre, alors que l'osmose inverse est utilisée non seulement pour dessaler mais également pour éliminer certaines espèces organi-

ques. Comme l'indique le tableau 9, la technique d'ultrafiltration porte sur la séparation des macromolécules (plage des poids moléculaires de 6000 à 65 000). La membrane est également conçue pour laisser ou arrêter les groupes moléculaires d'après leur forme et leur structure chimique. L'hyperfiltration est en principe identique à l'ultrafiltration mais permet d'isoler les modécules d'un poids moléculaire égal ou supérieur à 500 et utilise une pression huit fois plus forte.

3.2 Système d'hyperfiltration

Pour appliquer la technologie de séparation par membrane au lactosérum provenant de la fabrication du fromage, l'hyperfiltration a été utilisée parce qu'elle comprend une membrane dont les pores arrêtent les molécules d'un poids moléculaire supérieur ou égal à 500 et laissent passer les molécules plus petites. La figure 7 illustre le principe de l'hyperfiltration.

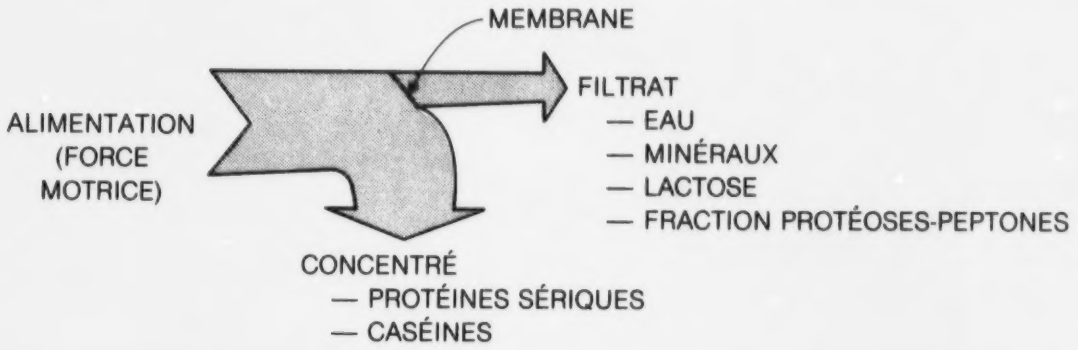

Figure 7
Séparation par hyperfiltration

Comme l'indique la figure 7, le produit alimenté est séparé en une fraction filtrat et une fraction concentré. À cause de leur fort poids moléculaire, les protéines et caséines sériques sont retenues dans le concentré, alors que le filtrat contient l'eau, les minéraux, le lactose et les fractions protéoses-peptones.

Il se vend deux formats de systèmes d'hyperfiltration, l'un pouvant fonctionner à des pressions inférieures ou égales à 8000 kPa, et l'autre, à des pressions inférieures ou égales à 5000 kPa. Leurs conceptions sont identiques, les membranes étant empilées dans des modules verticaux où elles sont tendues sur des plaques séparées par des espaceurs. La pile d'espaceurs, de plaques et de membranes est comprimée hydrauliquement de façon à créer d'étroits canaux d'écoulement recouverts de membrane. Pendant le fonctionnement, l'écoulement est divisé en deux comme l'indique la figure 8. La fraction qui traverse la membrane est appelée filtrat (figure 7) ; l'autre, qui est bloquée par la membrane, est appelée concentré.

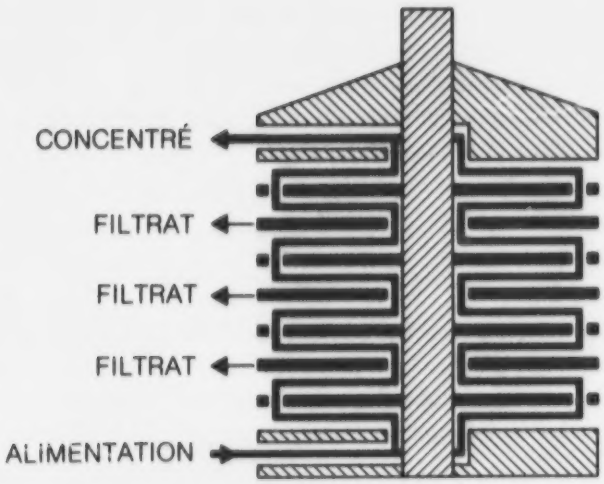

Figure 8

Schéma d'un module d'hyperfiltration

Dans le cas du lactosérum, le concentré peut ensuite être :

a) incorporé dans des produits alimentaires,

b) transformé en poudre par évaporation ou

c) incorporé à l'alimentation animale lorsque de faibles coûts de transport et une forte valeur nutritive constituent des considérations importantes.

Le filtrat peut être réutilisé dans l'usine comme eau de lavage (premier rinçage des réservoirs et conduits) ou déchargé dans un égout pour être épuré.

4 ÉQUIPEMENT ET FONCTIONNEMENT DU SYSTÈME D'HYPERFILTRATION

Le système d'hyperfiltration utilisé dans le programme d'études à la Fromagerie d'Oka a été fabriqué par la Dedanske Sukkerfabrikker (DDS) de Copenhague, au Danemark. On a pu se le procurer par l'intermédiaire d'un grossiste canadien, J.E. Trudel et Co., de Montréal, au coût de 220 000 $ (1978).

4.1 Description du système

Le cœur du système d'hyperfiltration consiste en six modules d'hyperfiltration DDS munis de membranes en polypropylène et alimentés par un système de pompage à haute pression.

Les figures 9, 10 et 11 montrent la disposition de l'équipement. La figure 10 montre un module d'hyperfiltration.

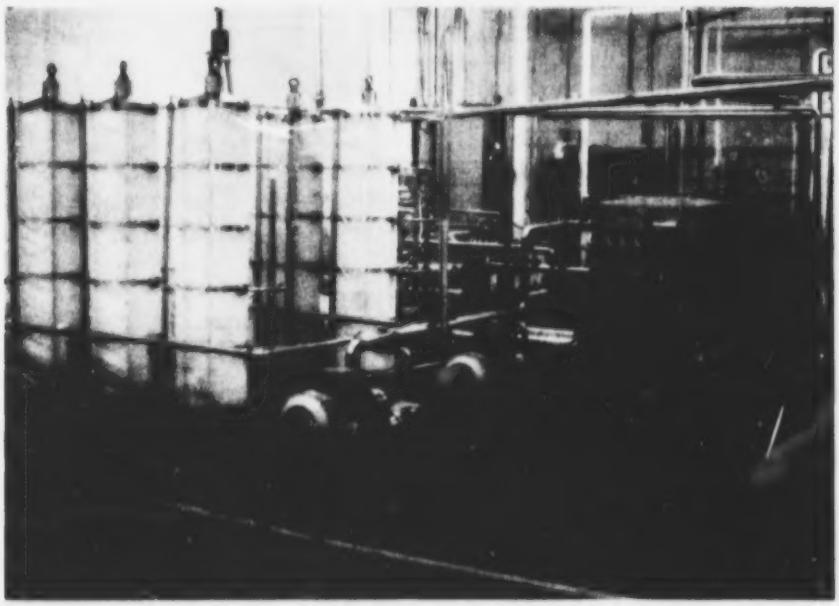

Figure 9
Disposition du système d'hyperfiltration

4.2 Fonctionnement général du système

Le processus de concentration du lactosérum montré à la figure 11 est le suivant :

Le lactosérum brut est extrait des cuves à fromage à 35°C et pompé dans un réservoir d'entreposage [1] . De ce réservoir, le lactosérum est acheminé sur un tamis vibratoire (200 mailles au pouce)

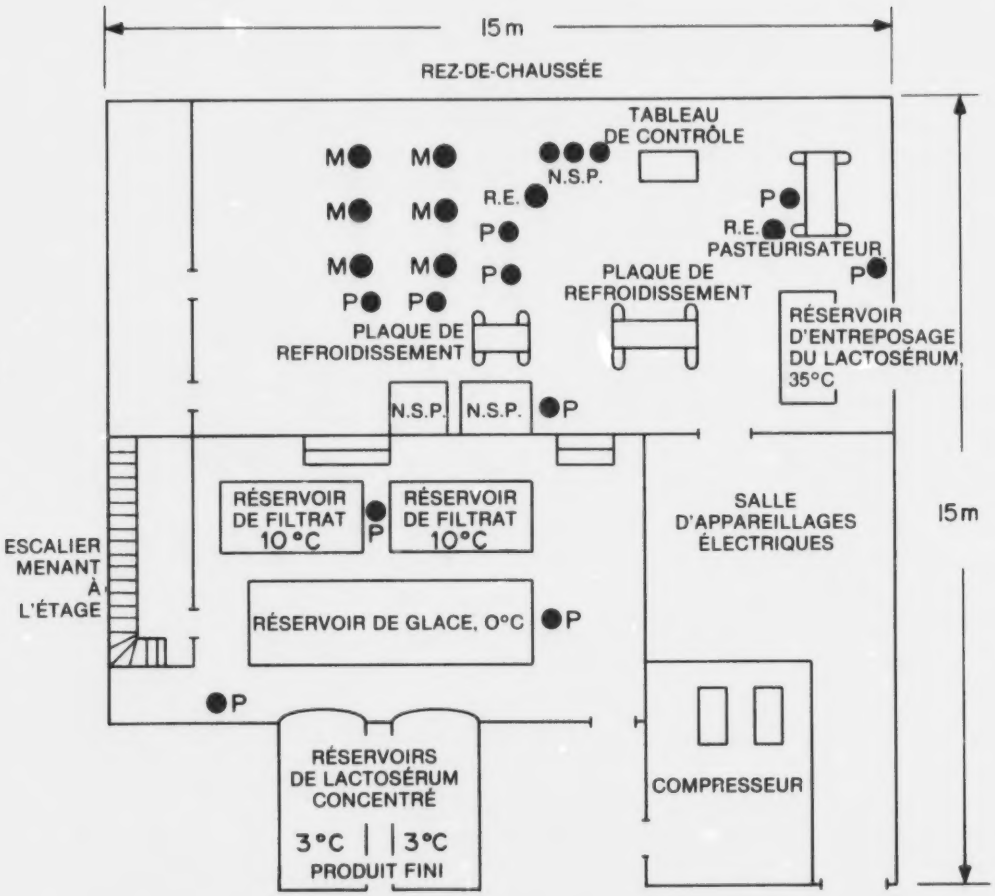

Figure 10
Disposition du bâtiment et de l'équipement

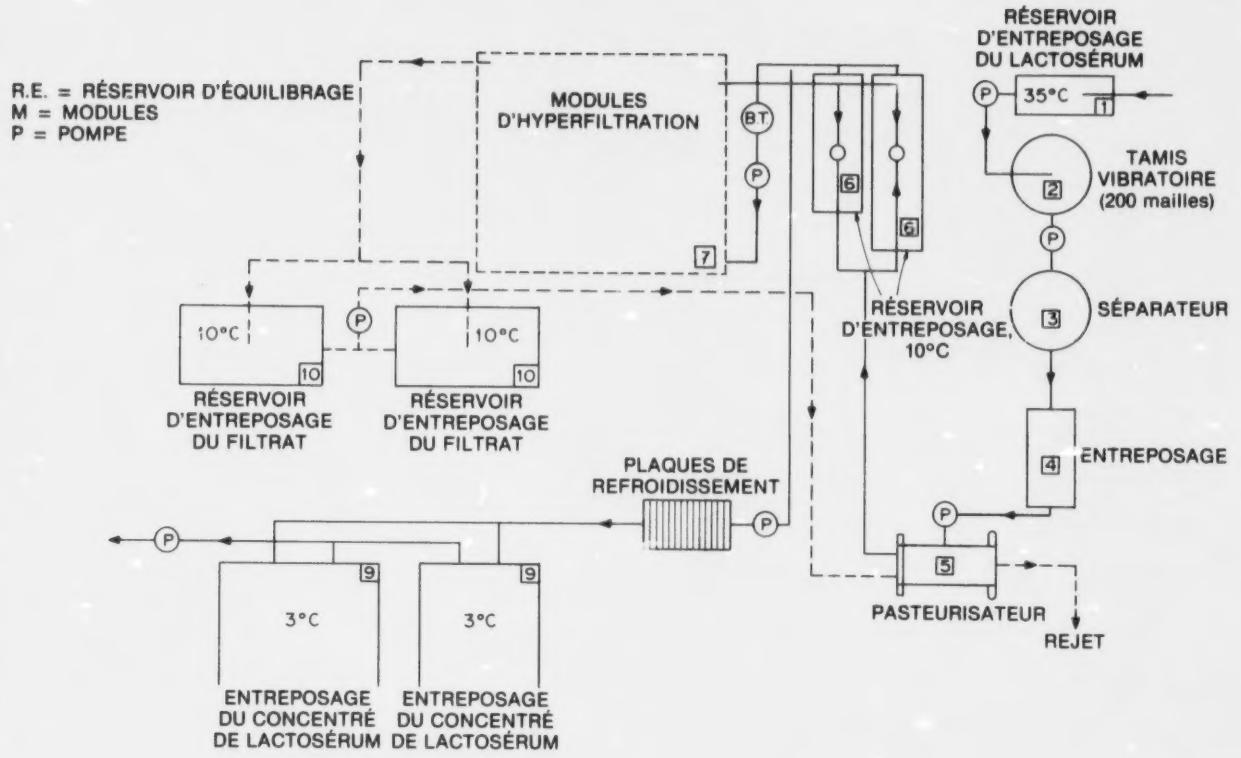

Figure 11
Graphique d'acheminement du processus

[2] pour éliminer le caillé. Le lactosérum est ensuite acheminé vers un séparateur [3] où la teneur en matières grasses passe de ±0,6 p.100 à ±0,01 p.100, puis il est entreposé brièvement [4]. Il est ensuite pompé dans un pasteurisateur [5], où il est retenu pendant 16 secondes à 108°C, puis refroidi jusqu'à 10°C et acheminé dans des réservoirs d'entreposage [6]. À partir des réservoirs d'entreposage [6], le système d'hyperfiltration fonctionne en mode intermittent. Après le démarrage (habituellement de 8 h à 9 h), le lactosérum est pompé en continu des réservoirs d'entreposage [6] au système d'hyperfiltration [7] jusqu'à ce que la concentration de matières solides atteigne 24 p.100. Le concentré de lactosérum est ensuite refroidi [8] jusqu'à approximativement 3°C et entreposé pour être expédié [9]. Le filtrat des modules d'hyperfiltration [7] est acheminé vers les réservoirs d'entreposage à 10°C [10].

Le système d'hyperfiltration consiste en six modules divisés en deux groupes de trois modules reliés en série. Chacun des trois modules d'une série est lui-même relié en parallèle au système (figure 12).

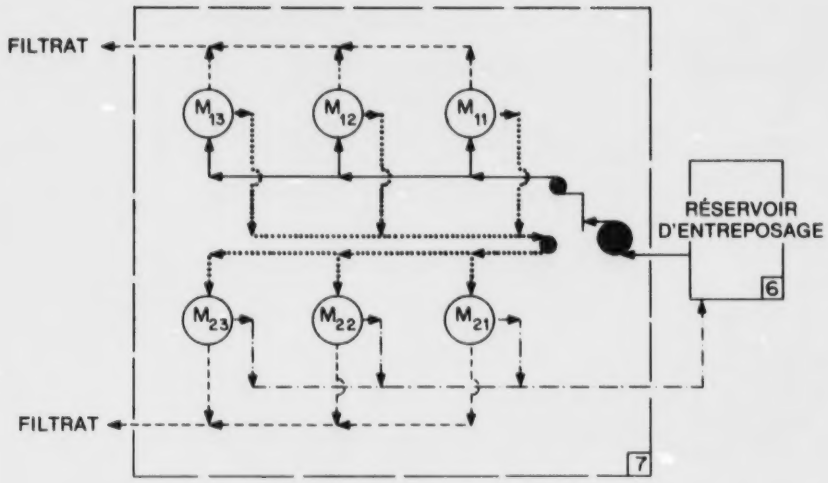

Figure 12
Disposition des modules d'hyperfiltration
(système d'alimentation en circuit ouvert)

4.3 Capacité nominale de l'usine d'hyperfiltration

Les spécifications du système (tableau 10) indiquent une production nominale de filtrat de 1010 l/h par un groupe de trois modules et un rapport global de concentration volumétrique des matières solides de 4 à 1. Pour une surface totale de 84 m^2 (3 × 28 m^2) par groupe de modules, le débit nominal est de 1010 l/h ÷ 84 m^2 = 12 $l/m^2 \cdot h$. Ce système utilise deux pompes : la première est une pompe à haute pression capable de débiter à une pression inférieure ou égale à 5000 kPa*, la deuxième est une pompe d'appoint qui augmente encore la pression du système de 600 kPa. Le concentré qui sort du premier groupe de modules subit une perte de pression de 600 kPa dans le système. C'est pourquoi une deuxième pompe d'appoint est requise pour compenser cette perte de pression et assurer que la pression de tous les groupes est la même.

4.4 Spécifications du système

Les données techniques du système d'hyperfiltration étudié sont résumées au tableau 10.

---

* L'équipement utilisé était en réalité gradué en bars : 1 bar = 100 kPa.

TABLEAU 10
DESCRIPTION TECHNIQUE DU SYSTÈME D'HYPERFILTRATION

Description	*Unités*	*Spécification*
Système d'hyperfiltration DDS		
Alimentation		
type	—	lactosérum doux
matières solides totales	%	6
pH	—	6
température	°C	30
débit par module	l/h • module	448
débit par mètre carré de membrane	$l/m^2 \cdot h$	16
Concentré		
température	°C	30
débit par module	l/h • module	111
matières solides totales	%	24
Filtrat		
débit par module	l/h • module	337
débit par mètre carré de membrane	$l/m^2 \cdot h$	12
Consommation d'électricité	kW	8
Consommation d'eau	m^3/d	5
Refroidissement nécessaire	kcal/h	6 900
Alimentation électrique	—	3 x 550V, 60Hz
Air comprimé	atm.	5
Température de l'eau de refroidissement	°C	2
Type de module		40 - 28 - 4
type de membrane		990
matériau de la membrane		acétate de cellulose
surface de la membrane	m^2/module	28

4.5 Mise en route

Le principal problème rencontré au cours de la mise en route (juin 1979) portait sur les joints des pompes d'appoint. Non seulement ils étaient extrêmement fragiles, mais il était également difficile de les installer. L'expérience de la fromagerie d'Oka avait montré que la défectuosité d'un joint entraînait l'arrêt complet du processus d'hyperfiltration pendant de longues périodes. Au cours de la période août 1979 à novembre 1979, au moins cinq cas de joints défectueux ont été signalés.

Entre décembre 1979 et mars 1980, des problèmes relatifs à l'achat de joints de rechange ont nécessité l'arrêt de tout le système. Le fabricant a remplacé son représentant au Canada par la General Dairy Equipment Co. de Minneapolis, qui a immédiatement résolu ces problèmes. Le système d'hyperfiltration a fonctionné sans interruption depuis.

Il n'avait pas été établi qu'il était nécessaire de maintenir les membranes humides en faisant circuler continuellement un désinfectant, ce qui n'a pas été fait pendant la première période d'arrêt de six semaines, au cours de laquelle environ 50 membranes se sont percées et ont dû être remplacées.

Pendant les trois ou quatre premiers mois, les engrenages des pompes d'appoint ont été défectueux à cause d'une insuffisance de lubrification. La figure 13 montre les paliers défectueux. L'huile utilisée a dû être additionnée d'un additif spécialement mis au point par la General Dairy Equipment de Minneapolis pour pallier à cette difficulté ; la durée des paliers a été prolongée, mais le niveau de l'huile doit être vérifié chaque jour.

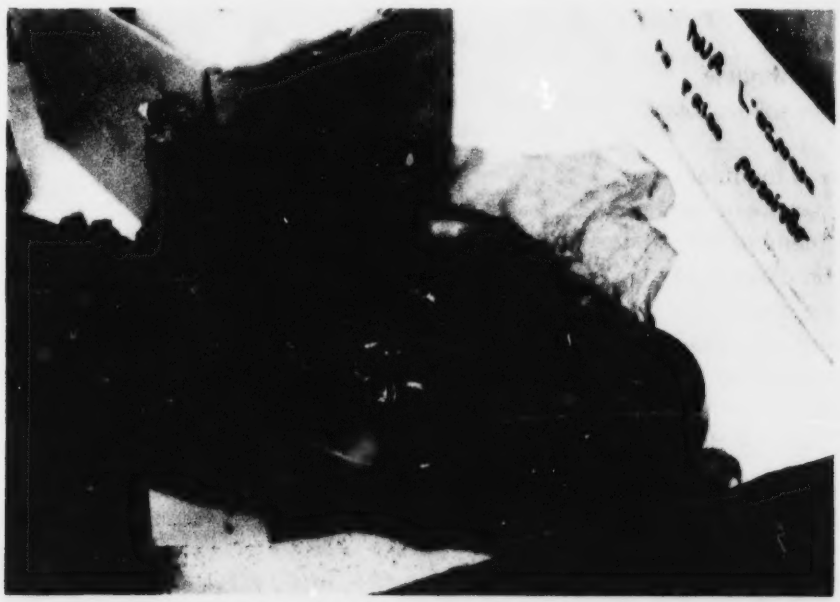

Figure 13
Paliers défectueux des engrenages de la pompe d'appoint

Alors que la période recommandée pour nettoyer le système à l'aide de TERGAZYME était de 90 minutes, on s'est rendu compte qu'il fallait accorder plus de temps au nettoyage. En le prolongeant de 30 minutes, on a augmenté l'efficacité des membranes jusqu'au point où leur débit ne variait plus de jour en jour.

4.6 Formation de l'opérateur

Malgré la complexité du système d'hyperfiltration à la Fromagerie d'Oka, le préposé était capable d'assurer le fonctionnement du système après une formation de deux jours donnée par le représentant du fabricant.

Pour que l'exploitation d'un système d'hyperfiltration donne de bons résultats, les conditions suivantes doivent être respectées :

a) Le fonctionnement du système doit être expliqué par le fournisseur.

b) Les méthodes d'assemblage et de désassemblage des composants doivent être expliquées par le fournisseur.

c) Un tableau de marche doit être élaboré pour aider l'opérateur.

d) Des pièces de rechange des principaux composants doivent être stockées à la fromagerie et chez le fournisseur, qui doit pouvoir les expédier rapidement.

e) Il n'est pas nécessaire que le préposé ait des connaissances techniques obtenues par une formation spéciale, mais il doit avoir une certaine aptitude pour la mécanique.

Il faut remarquer que tous les cycles opérationnels du système d'hyperfiltration et notamment le nettoyage sont commandés automatiquement par un module de commande préprogrammé. Aucune difficulté n'a été éprouvée à ce niveau.

4.7 Observations additionnelles

L'expérience de la Fromagerie d'Oka indiquait que les joints des pompes d'appoint ne duraient qu'environ trois mois et que, si l'un des ensembles de joints était défectueux, les deux ensembles devaient être remplacés. On a également observé que le risque d'éclatement des membranes augmentait fortement aux pressions supérieures à 4200 kPa.

Les membranes ont duré moins longtemps que prévu : six mois en pratique par rapport à la période prévue de douze à quatorze mois. Des joints circulaires neufs doivent également être montés lorsque les membranes sont remplacées. Le remplacement d'une pile de membranes exige environ un jour.

5 SURVEILLANCE ET RÉSULTATS DU PROGRAMME DE DÉMONSTRATION

Le programme de démonstration avait pour but d'évaluer la possibilité et les conditions économiques de la concentration du lactosérum doux par l'hyperfiltration. L'un des aspects intéressants de cette étude était que l'usine d'hyperfiltration serait dirigée par le personnel existant aidé par le personnel du laboratoire chargé de faire les analyses afin de déterminer si le degré de complexité du système exigerait de l'opérateur des connaissances spéciales.

La figure 14 montre le schéma général du système.

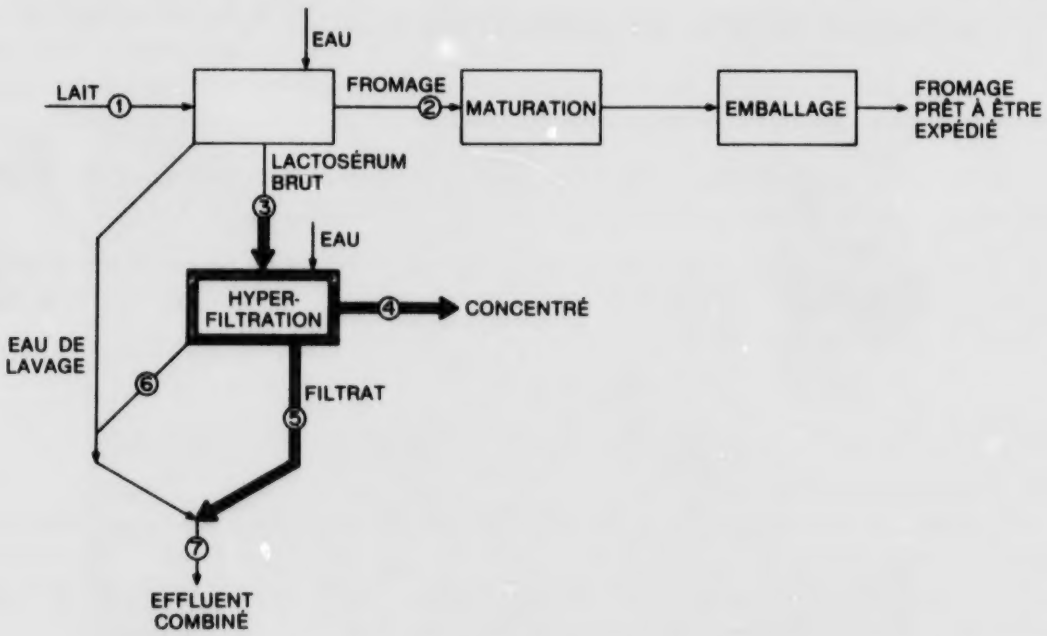

Figure 14
Schéma général du système d'hyperfiltration à la Fromagerie d'Oka

Le programme de démonstration du système a commencé le 19 juin 1979 et continué pendant les 592 jours suivants jusqu'au 30 janvier 1981. Pendant ce temps, il y a eu trois périodes d'arrêt significatives :

a) du 46e jour au 114e jour,

b) du 148e jour au 258e jour,

c) du 400e jour au 426e jour (fonctionnement intermittent).

Le système fonctionnait chaque jour par intermittence pendant cinq jours consécutifs, la proportion du temps d'arrêt du système étant de 34 p.100. Les facteurs responsables de la longueur inhabituelle de ces périodes d'arrêt ont été mentionnés dans la section précédente.

Le tableau 11 contient un résumé du calendrier de la surveillance et des analyses. Pendant la réalisation du programme, des études auxiliaires ont été effectuées pour déterminer la pression optimale de fonctionnement du système et les causes de défectuosité des membranes.

5.1 Échantillonnages et analyses

Des échantillons simples ont été prélevés au hasard pour analyser différents paramètres. Le tableau 12 indique les moments où les échantillons ont été prélevés pour analyser leurs composants. Les sites d'échantillonnage sont indiqués à la figure 14.

Toutes les analyses ont été faites conformément aux *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater*, 14e édition (10).

5.2 Résultats des analyses

Les données provenant des analyses d'échantillons ont été étudiées et analysées conformément aux principes de la statistique. Les tableaux 13 à 17 résument les données analytiques obtenues. Il est clair que dans la plupart des cas les données de tous les paramètres excepté le pH étaient soit inconstantes (coefficient de variation de 40 p.100 à 59 p.100), soit fortement variables et imprévisibles (coefficient de variation supérieur ou égal à 60 p.100). À la suite de cette observation initiale, les données ont été étudiées de façon plus approfondie pour essayer d'expliquer leur forte variabilité.

Les données de 45 observations montraient que la médiane du pH du lactosérum brut était de 6,2 avec un écart type de 0,6, ce qui signifie que les valeurs du pH ne sortaient de la plage 5,0-7,4 que cinq fois seulement sur 100 observations. Comme l'indique la faiblesse du coefficient de variation (C.V. = 9 p.100), ces données présentent un fort degré de convergence.

Les données sur l'ammoniac sont fortement variables et imprévisibles (C.V. = 61 p.100). La médiane de la teneur en ammoniac est de 113 mg/l, et la distribution n'est pas normale.

Les données sur la D.C.O. semblent être inconstantes, ce qui peut être attribué à quelques valeurs très fortes et à quelques valeurs très faibles. Par exemple, la valeur la plus faible enregistrée était de 21 000 mg/l et la plus forte, de 280 000 mg/l. Le lactosérum brut était de qualité relativement constante ; c'est la raison pour laquelle ses caractéristiques devraient être constantes (distribution normale). La divergence des données a été attribuée à des erreurs d'échantillonnage. En éliminant les valeurs de la D.C.O. inférieures ou égales à 47 000 mg/l et supérieures ou égales à 93 000 mg/l et en utilisant les 44 observations restantes, une distribution normale avec un coefficient de variation de 7,5 était obtenue

TABLEAU 11
PROGRAMME DE SURVEILLANCE ET D'ANALYSE DU SYSTÈME D'HYPERFILTRATION

Paramètre n°		Unités	Mesures		Type d'échantillon	Type de mesure	pH	D.B.O.$_5$	D.C.O.	NH_3-N	Matières solides totales	Matières en suspension	Perte au feu	E. Coli	F. Coli
			Fréquence	Nombre											
1.	Lait	kg/d	journalière	—	—	• données de la production									
2.	Fromage	kg/d	journalière	—	—	• dossiers									
3.	Lactosérum brut	kg/d	journalière	2/semaine	instantanné	• jaugeage par flotteur	•	•	•	•	•	•	•	•	•
4.	Lactosérum concentré	kg/d	journalière	2/semaine	instantanné	• jaugeage par flotteur	•	•	•	•	•	•	•	•	•
5.	Filtrat	kg/d	journalière	2/semaine	instantanné	• par la différence	•	•	•	•	•	•	•	•	•
6.	Eau de lavage	m^3/d	au besoin	2/semaine	instantanné	• compteur	•	•	•	•	•	•	•	.	•
7.	Effluents combinés	m^3/d	journalière	2/semaine	sporadique composé	• somme de 5.__ + 6.__	•	•	•	•	•	•	•	•	•
8.	Pression du système	kPa	horaire	—	—	• visuelle									
9.	Température du système	°C	horaire	—	—	• visuelle									
10.	Lecture du rotamètre	%	horaire	—	—	• visuelle									

TABLEAU 12
MOMENTS DE L'ÉCHANTILLONNAGE

Échantillon	*Moment de l'échantillonnage*
Lactosérum brut	au début du cycle
Concentré	à la fin du cycle
Filtrat	à la fin du cycle
Eau de lavage	à la fin du cycle
Effluent total	à la fin du cycle

(figure 15). Avec une D.C.O. moyenne de 64 000 mg/l, on pouvait être certain que la valeur de la D.C.O. ne sortirait de la plage 54 000 mg/l — 73 600 mg/l que cinq fois sur cent.

Il est normal de trouver une grande variabilité des valeurs de la D.B.O. 5, spécialement dans le cas des fortes D.B.O. 5. Il était par conséquent intéressant de constater que le fort degré de variabilité prévu ne s'est pas manifesté (figure 16). Néanmoins, deux valeurs très faibles (14 000 mg/l et moins) et trois valeurs très fortes (40 000 mg/l et plus) ont été éliminées de l'analyse. Le coefficient de variation est ainsi passé de 20 p.100 à 13 p.100. L'élimination de ces valeurs a été jugée parfaitement justifiée d'après le rapport entre la D.C.O. et la D.B.O. 5 du lactosérum brut. En utilisant 41 observations, la D.B.O. 5 moyenne du lactosérum brut était de 29 500 mg/l. Sur 100 observations, cinq sortaient de la plage 21 700 mg/l — 37 300 mg/l (figure 17).

Le rapport D.C.O./D.B.O. 5 est un paramètre utile en protection de l'environnement. Un effluent fortement biodégradable aura un rapport D.C.O./D.B.O. 5 faible, alors qu'un effuent biorésistant aura un rapport D.C.O./D.B.O. 5 élevé. Après avoir étudié les données brutes et calculé les rapports D.C.O./D.B.O. 5 appropriés, il a été déterminé que ces rapports variaient entre 0,72 et 6,36. La distribution de ces données n'était pas normale. Un lactosérum brut devrait avoir un rapport D.C.O./D.B.O. 5 relativement constant, et ses valeurs devraient être normalement distribuées. Pour les raisons indiquées dans l'étude de la D.C.O. et de la D.B.O. 5, les rapports inférieurs à 1,5 et supérieurs à 3 ont été éliminés des analyses ultérieures. Les données à la figure 18 indiquent un rapport moyen D.C.O./D.B.O. 5 de 2,22 avec un coefficient de variation de 15 p.100. Il a été prévu que cinq rapports sur 100 sortiraient de la plage 1,54-2,90. Le rapport moyen calculé D.C.O./D.B.O. 5 basé sur les valeurs moyennes de la D.C.O. et de la D.B.O. 5 décrit précédemment était de 2,17.

TABLEAU 13
CARACTÉRISTIQUES DU LACTOSÉRUM BRUT

Paramètre	*Unité*	$\bar{x}$	σ	$\bar{x}+\sigma$	$\bar{x}-\sigma$	*n*	*C.V.**
pH	—	6,22	0,57	6,79	5,65	45	9
NH_3-N**	mg/l	113,3	68,7	182	44,6		61
D.C.O.**	mg/l	67 022	36 298	103 320	30 724		54
D.B.O.5	mg/l	29 689	6 171	35 860	23 518		21
Matières solides totales	mg/l	61 389	3 845	65 234	57 544		6
Perte au feu	mg/l	357	242	699	115		68
Matières en suspension	mg/l	529	549	1 078	—		> 100
E. Coli	par 100 ml	68 526	48 455	—	—		71
F. Coli	par 100 ml	43 489	49 175	—	—		> 100
D.C.O./ D.B.O.5	—	2,26					

* Si C.V. = $\leq$ 19 . très convergents.
20-39 . plutôt convergents.
40-59 . divergents.
$\geq$ 60 . fortement divergents et imprévisibles.

**Distribution qui n'est pas normale.

La distribution des données sur les matières solides totales du lactosérum était presque normale. Il a été cependant décidé que les teneurs en matières solides totales de moins de 4,7 p.100 devaient être éliminées des analyses ultérieures. Cette décision a été basée sur l'observation de la probabilité initiale de la distribution des données sur les matières solides totales. L'élimination de six valeurs faibles a fait augmenter de 6,11 p.100 à 6,24 p.100 la teneur moyenne en matières solides totales. Le degré de variabilité des données a été réduit par un facteur de 2. Les données indiquées à la figure 4 montrent que 5 observations sur 100 étaient supérieures à 6,7 p.100 ou inférieures à 5,8 p.100. La teneur de 6,2 p.100 en matières solides du lactosérum brut n'excédait que légèrement la valeur de conception du procédé qui est de 6,0 p.100. Cet écart a peu d'importance.

Les données sur les matières en suspension (M.S.) et la perte au feu (P.F.) du lactosérum brut étaient fortement variables et imprévisibles (C.V. plus grand que 100 p. 100 et 68 p. 100 respectivement). Les teneurs en matières en suspension variaient entre 64 mg/l et 3600 mg/l, tandis que la perte au feu variait entre 90 mg/l et 1530 mg/l. Il a été jugé que ces paramètres n'avaient pas d'importance pour les fins de la présente étude.

TABLEAU 14
CARACTÉRISTIQUES DU CONCENTRÉ DE LACTOSÉRUM

Paramètre	*Unité*	$\bar{x}$	σ	$\bar{x} + \sigma$	$\bar{x} - \sigma$	*n*	*C.V.**
pH	—	6,26	0,26	6,52	6,00	45	4
NH_3-N**	mg/l	430	306	736	124		71
D.C.O.	mg/l	218 180	89 018	307 198	129 162		41
D.B.O.5	mg/l	104 330	28 790	133 120	75 540		28
Matières solides totales	mg/l	262 980	81 832	344 812	181 148		31
Perte au feu	mg/l	1 247	793	2 040	454		64
Matières en suspension	mg/l	2 301	6 707	9 008	—		> 100
E. Coli	par 100 ml	53 160	46 676	—	—		88
F. Coli	par 100 ml	11 937	31 586	—	—		> 100
D.C.O./ D.B.O.5	—	2,09					

* Si C.V. = ≤ 19 . très convergents.
20-39 . plutôt convergents.
40-59 . divergents.
≥ 60 . fortement divergents et imprévisibles.

** Distribution qui n'est pas normale.

Les analyses bactériologiques du lactosérum brut indiquaient une contamination. Par exemple, 47 échantillons sur 57 présentaient des numérations atteignant jusqu'à $1,1 \times 10^5$ pour *E. Coli*. Seulement 10 échantillons ne contenaient pas d'*E. Coli*. Les données sur les coliformes fécaux n'étaient pas meilleures ; 18 échantillons sur 57 n'en contenaient pas, et 21 en contenaient plus de 10^5.

Les paramètres analytiques du concentré et du filtrat de lactosérum, de l'eau de lavage et de l'effluent total sont, comme nous l'avons indiqué précédemment, résumés aux tableaux 14 à 17. La plupart d'entre eux ont moins d'importance dans cette section mais il serviront à l'analyse de paramètres à l'étude dans les sections suivantes. Les teneurs en matières solides totales et les numérations bactériennes dans le concentré constituent d'importants paramètres parce qu'ils diminuent les options de réutilisation.

TABLEAU 15
CARACTÉRISTIQUES DU FILTRAT

Paramètre	*Unité*	$\bar{x}$	σ	$\bar{x} + \sigma$	$\bar{x} - \sigma$	*n*	*C.V.**
pH	—	5,83	0,58	6,41	5,25	46	10
NH_3-N**	mg/l	14,3	14,4	28,7	—		>100
D.C.O.**	mg/l	1 081	1 024	2 105	57		95
D.B.O.5**	mg/l	612	585	1 197	27		96
Matières solides totales	mg/l	1 783	1 138	2 921	645		64
Perte au feu	mg/l	10,5	15,4	25,9	—		>100
Matières en suspension	mg/l	3	18,2	35,5	—		>100
E. Coli	par 100 ml	16 996	33 864	—	—		>100
F. Coli	par 100 ml	57	205	00	00		>100
D.B.O./ D.B.O.5	—	1,76					

*Si C.V. = ≤19, très convergents.
20-39, plutôt convergents.
40-59, divergents.
≥60, fortement divergents et imprévisibles.
** Distribution qui n'est pas normale.

TABLEAU 16
CARACTÉRISTIQUES DE L'EAU DE LAVAGE

Paramètre	*Unité*	$\bar{x}$	σ	$\bar{x} + \sigma$	$\bar{x} - \sigma$	*n*	*C.V.**
pH	—	6,53	0,50	7,03	6,03	38	8
NH_3-N	mg/l	2,77	8,82	11,59	—		>100
D.C.O.	mg/l	3 042	1 345	4 387	1 697		44
D.B.O.5	mg/l	1 596	684	2 280	912		43
Matières solides totales	mg/l	8 854	2 120	10 974	6 734		24
Perte au feu	mg/l	13,7	12,4	26,1	1,3		91
Matières en suspension	mg/l	16,5	12,3	28,8	4,2		75
E. Coli	par 100 ml	3	7				>100
F. Coli	par 100 ml	2	7				>100
D.C.O./ D.B.O.5	—	1,91					

*Si C.V. = ≤19, très convergents.
20-39, plutôt convergents.
40-59, divergents.
≥60, fortement divergents et imprévisibles.

TABLEAU 17
CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT TOTAL

Paramètre	*Unité*	$\bar{x}$	σ	$\bar{x} + \sigma$	$\bar{x} - \sigma$	n	C.V.*
pH	—	6.36	0.13	6.49	6.23	9	2
NH_3-N	mg/l	5.72	1.56	7.28	4.16	5	27
D.C.O.	mg/l	7 911	4 070	11 981	3 841	9	51
D.B.O.5	mg/l	3 267	1 819	5 086	1 448	9	56
Matières solides totales	mg/l	6 044	3 375	9 419	2 669	9	56
Matières en suspension	mg/l	556	217	773	339	9	39
Perte au feu	mg/l	483	199	682	284	9	41
D.C.O./ D.B.O.5	—	2.42					

* C.V. = $\leq$ 19. très convergents
20-39. plutôt convergents
40-59. divergents
$\geq$ 60. fortement divergents et imprévisibles

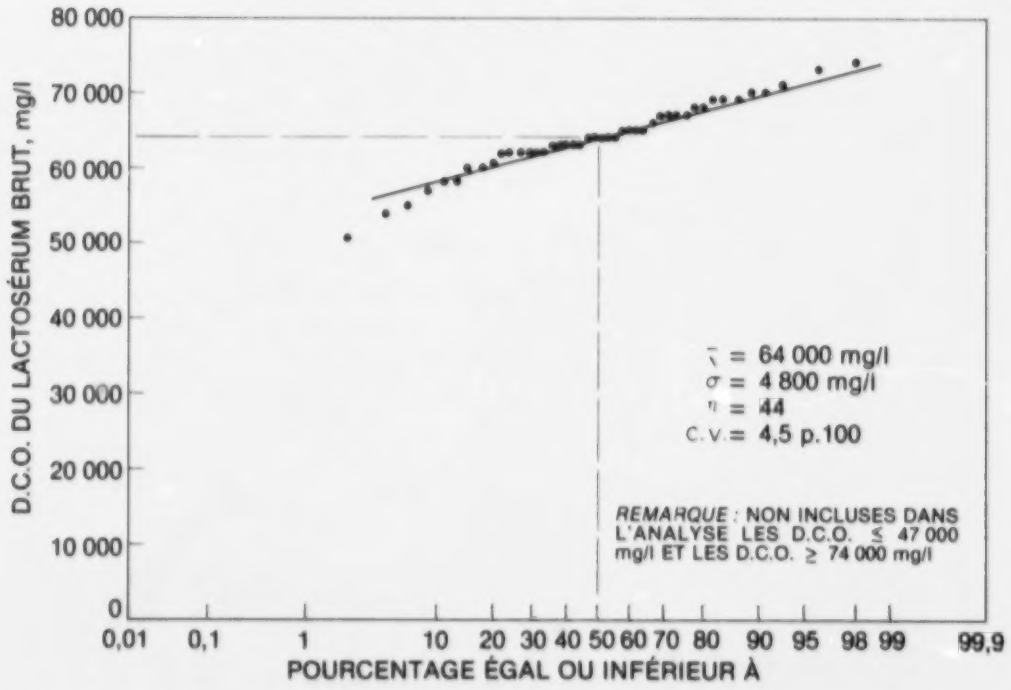

Figure 15
Distribution des D.C.O. du lactosérum brut

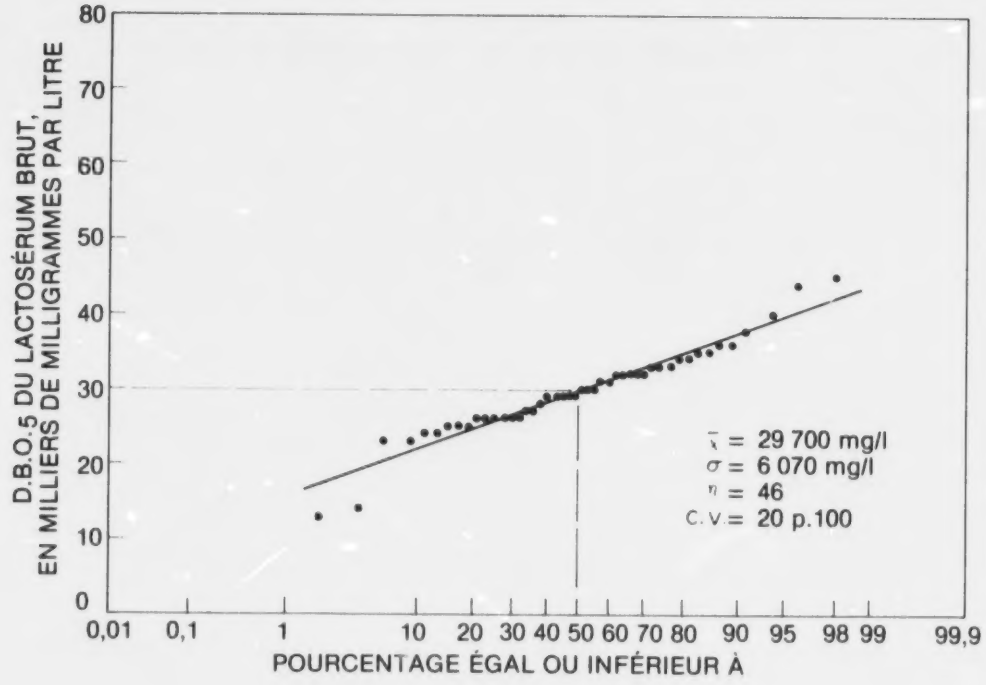

Figure 16
Distribution des D.B.O.5 du lactosérum brut

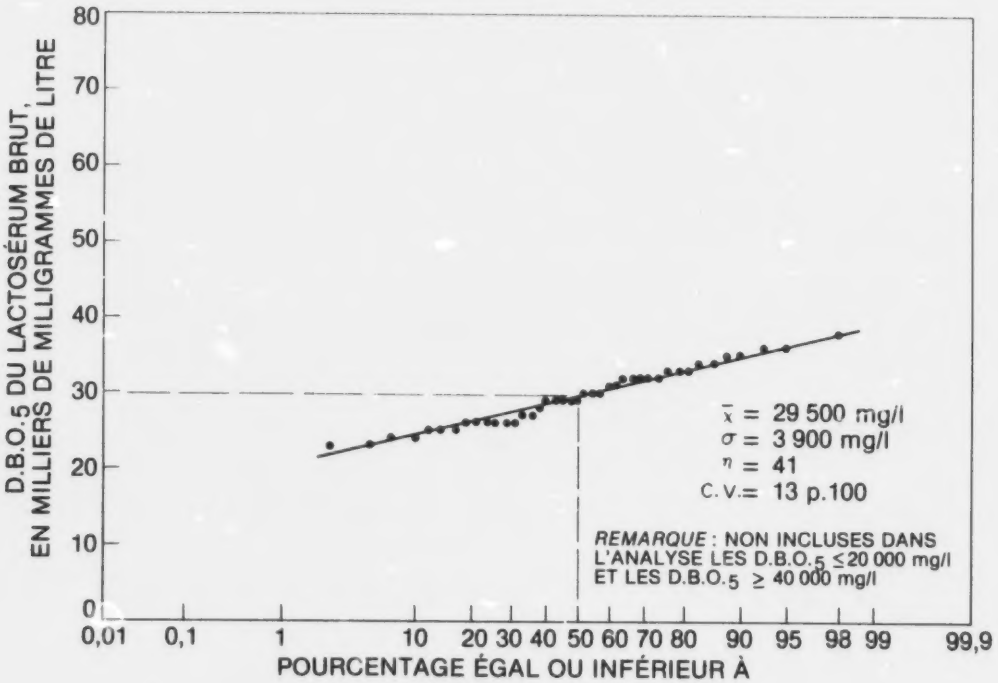

Figure 17
Distribution des D.B.O.5 du lactosérum brut (ajustée)

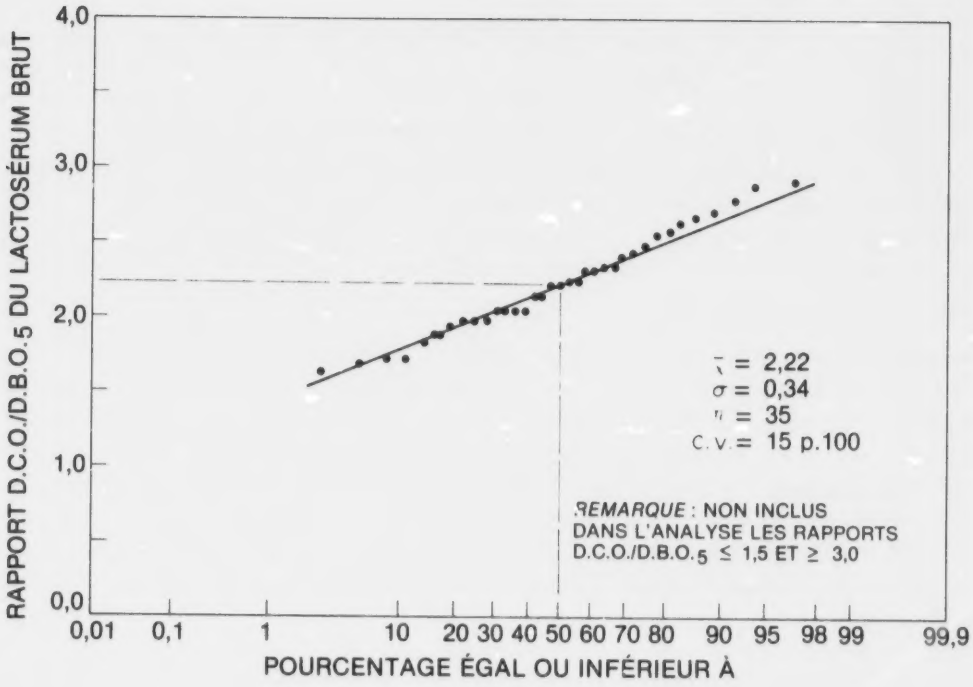

Figure 18
Distribution des rapports D.C.O./D.B.O.5 du lactosérum brut

6 ÉVALUATION DU PROCESSUS TECHNIQUE

En ce qui concerne le processus, le principal objectif était de déterminer la capacité et les limites de concentration des matières solides du système d'hyperfiltration. Des études auxiliaires ont porté sur la recherche d'une pression optimale de fonctionnement et le lien entre cette dernière et la capacité de concentration des matières solides, la détermination des flux [1] du système, les exigences relatives à l'eau de fabrication et les caractéristiques de rejet des membranes.

6.1 Capacité de concentration des matières solides du lactosérum

Un facteur de concentration des matières solides a été fixé comme objectif par le constructeur de l'équipement. L'étude des données relevées au cours de la période de démonstration montrait que seulement 27 valeurs du concentré sur 36 pouvaient être utilisées pour l'analyse de n'importe quelle donnée. Par exemple, dès le début de l'étude, des teneurs en matières solides du concentré excédant 46 p.100 et inférieures à 10 p.100 ont été signalées. Il est clair que ces données ne pouvaient être exactes. Une vérification a révélé qu'une erreur dans la méthode d'analyse avait été commise. Après correction, les valeurs des matières solides du concentré de lactosérum relevées ultérieurement étaient plus conformes à celles qui pouvaient être prévues.

Pour évaluer les concentrations de matières solides, les 27 valeurs restantes ont fait l'objet d'une analyse statistique. Le facteur moyen de concentration des matières solides déterminé d'après le rapport entre les matières solides du concentré et les matières solides du lactosérum brut était de 3,9. Cette valeur est réellement remarquable lorsqu'on considère les erreurs d'échantillonnage et d'analyse des matières solides des deux fractions. Pour des raisons peut-être fortuites, ces erreurs s'annulaient les unes les autres. Comme le montre la figure 19, les données sont normalement distribuées et fortement consistantes (C.V. = 13,4 p. 100). Il peut être indiqué avec une certitude de 95 p. 100 que le facteur de concentration des matières solides est compris entre 2,8 et 4,9. Les spécifications du fabricant indiquaient un facteur de 4.

D'après ces observations, il semble qu'en matière de concentration des matières solides, l'objectif a été atteint.

6.2 Influence de la pression du système sur la teneur en matières solides

Une série d'études portaient sur la façon dont les différentes pressions du système pouvaient influencer la vitesse de multiplication des matières solides du lactosérum. Des mesures horaires des matières solides ont été faites à des pressions du système de 3000 kPa et 4200 kPa. La pression du système est définie comme étant la pression à l'entrée des modules. Les données des différentes périodes de fonctionnement sont résumées aux tableaux 18, 19 et 20. Les concentrations moyennes horaires des matières solides étaient inscrites sur du papier semi-logarithmique comme le montre la figure 20. Il existe une relation distincte entre le temps de fonctionnement et la concentration des matières solides. Ainsi qu'on pouvait le prévoir, l'augmentation de la vitesse de concentration des matières solides est plus forte lorsque la pression du système augmente, jusqu'à un temps déterminé ; la vitesse de concen-

[1] Voir paragraphe 6.4.

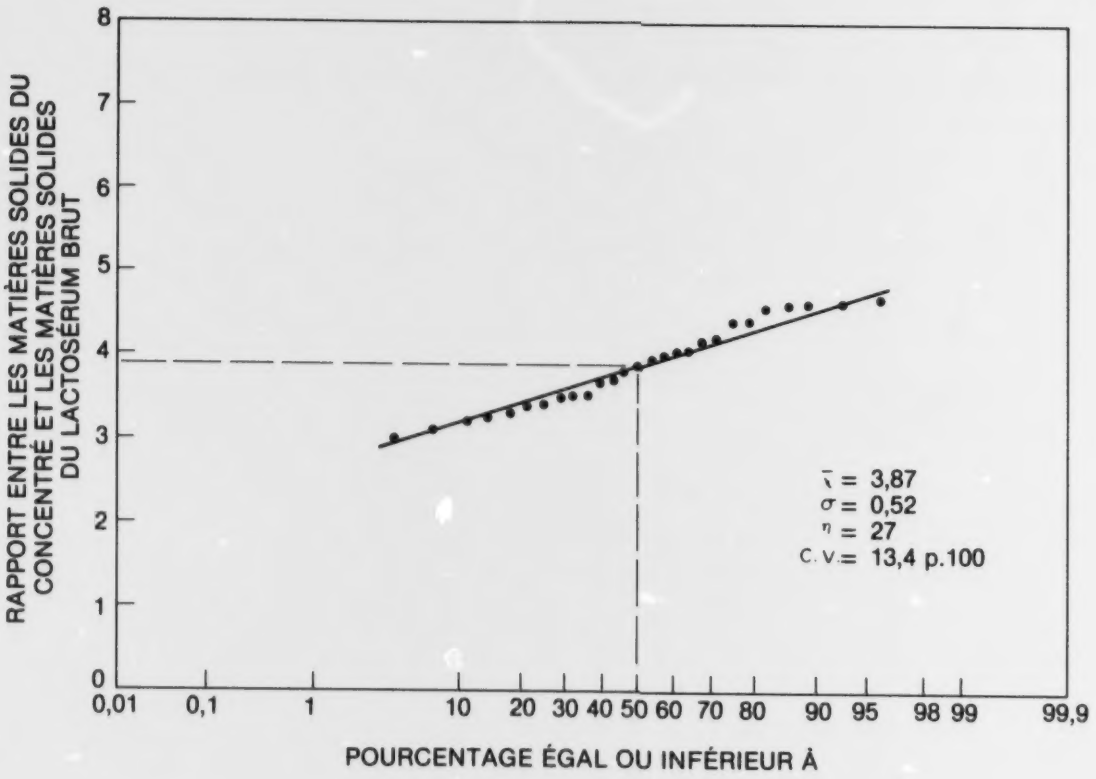

Figure 19
Distribution des rapports entre les matières solides du concentré et les matières solides du lactosérum brut

tration des matières solides augmente, puis diminue. Plus la pression du système est forte, plus la pente du diagramme s'accentue rapidement, ce qui peut être attribué au passage forcé de matières solides de plus fort poids moléculaire à travers la membrane et non aux interférences causées à la surface de la membrane par la présence d'une pression plus faible.

Des teneurs en matières solides de 12 p.100 et moins peuvent être atteintes plus rapidement à 4200 kPa qu'à 3700 kPa ou à 3000 kPa. Pour obtenir des teneurs en matières solides supérieures à 12 p.100, la pression de fonctionnement du système de 3700 kPa est optimale.

Ces trois fonctions peuvent être décrites mathématiquement par les équations résumées au tableau 21. Il faut remarquer que, sauf pour la détermination de la pression optimale, après une augmentation initiale rapide des teneurs en matières solides à des pressions de fonctionnement plus fortes, les teneurs maximales en matières solides sont atteintes à des pressions plus faibles du système, ce qui a peu d'importance pratique à ce moment parce que le système d'hyperfiltration fonctionne à des pressions constantes préréglées.

TABLEAU 18
INFLUENCE DU TEMPS SUR LA TENEUR EN MATIÈRES SOLIDES À 3000 kPa

Pression (kPa)	*Temps* (h)	*Teneur en matières solides (%)*				
		12/1/81	13/1/81	14/1/81	16/1/81	*Moyenne*
3000	0	6,59	5,97	6,19	5,67	6,1
	1	7,87	7,36	7,21	6,31	7,2
	2	8,22	7,44	7,63	7,10	7,6
	3	9,10	8,10	8,74	—	8,6
	4	10,58	8,82	9,87	8,95	9,6
	5	12,42	9,45	11,46	9,54	10,7
	6	14,09	12,34	12,71	12,34	12,9
	7	16,25	14,17	14,86	14,58	15,0
	8	16,55	16,50	15,93	16,45	16,4
	9	18,91	19,80	18,32	19,74	19,2
	10	21,41	20,87	18,89	20,82	20,5
	11	23,30	21,97	20,10	23,36	22,2
	12	23,69	22,56		25,80	24,0
	13	24,35			25,79	25,1

Les équations montrées au tableau 21 peuvent être utilisées pour prévoir le temps à la fin duquel une teneur déterminée en matières solides est atteinte lorsque le système fonctionne à une pression prescrite. Les solutions des équations 7, 9, 11, 13, 15 et 17 sont résumées au tableau 22. Ces données montrent qu'aucun avantage n'est obtenu en faisant fonctionner le système à 4200 kPa, pression qui semble exiger un temps plus long pour atteindre des teneurs en matières solides de 18 p.100 et 24 p.100 que la pression de 3700 kPa.

Il a été observé qu'une pression de fonctionnement de 3700 kPa semblait donner des résultats optimaux. Toutefois, certaines économies dues à la diminution de la consommation d'énergie pourraient être réalisées si le même résultat pouvait être obtenu à une pression de fonctionnement plus faible mais avec un temps légèrement plus long. La courbe de la figure 21 a été élaborée pour déterminer le temps qu'il est possible d'économiser à l'opérateur si le système fonctionne à 3700 kPa au lieu de 3000 kPa. Il semble que, dans cette situation particulière, le temps de l'opérateur est considérablement plus coûteux que l'énergie. Par exemple, l'économie de temps de l'opérateur est optimisée (1,4 h) en faisant fonctionner le système à 3700 kPa au lieu de 3000 kPa pour un objectif de matières solides de 18 p.100. Pour atteindre une teneur en matières solides du lactosérum de 24 p.100, l'économie de temps pour l'opérateur est toujours d'une heure par jour, ce qui constitue une économie considérablement plus forte que l'économie d'énergie.

TABLEAU 19
INFLUENCE DU TEMPS SUR LA TENEUR EN MATIÈRES SOLIDES À 3700 kPa

Pression (kPa)	*Temps* (h)	*Teneur en matières solides (%)*			
		19/1/81	20/1/81	21/1/81	*Moyenne*
3700	0	5,93	5,42	5,91	5,8
	1	6,92	6,33	6,56	6,6
	2	8,41	7,66	8,23	8,1
	3	8,93	8,82	9,72	9,2
	4	8,97	10,60	11,39	10,3
	5	12,37	12,25	13,44	12,7
	6	14,53	14,00	17,42	15,3
	7	15,06	16,67	18,84	16,9
	8	19,74	18,94	19,18	19,3
	9	22,24	19,99	19,17	20,5
	10	22,67	21,36		22,0
	11	26,02	21,69		23,9

TABLEAU 20
INFLUENCE DU TEMPS SUR LA TENEUR EN MATIÈRES SOLIDES À 4200 kPa

Pression (kPa)	*Temps* (h)	*Teneur en matières solides (%)*			
		26/1/81	27/1/81	30/1/81	*Moyenne*
4200	0	5,55	5,64	5,64	5,6
	1	6,35	6,97	7,11	6,8
	2	8,52	7,94	8,67	8,4
	3	10,35	9,90	10,25	10,2
	4	11,69	10,93	11,68	11,4
	5	13,90	12,49	13,70	13,5
	6	15,80	13,92	15,88	15,2
	7	18,88	15,34	16,16	16,8
	8	19,50	16,43	16,28	17,4

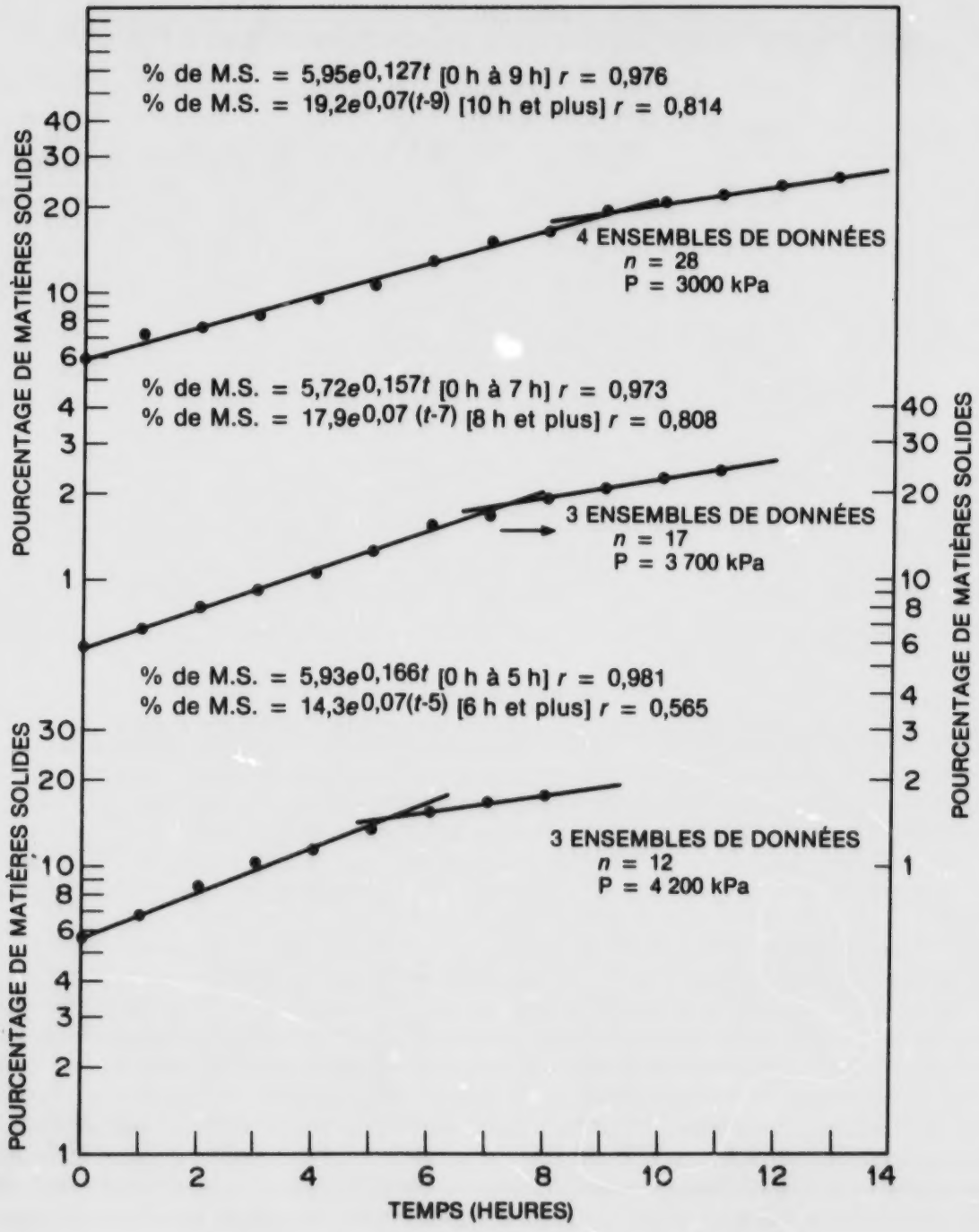

Figure 20
Teneur en matières solides en fonction du temps et de la pression

TABLEAU 21
RÉSUMÉ DES ÉQUATIONS PRÉVISIONNELLES DES POURCENTAGES DE MATIÈRES SOLIDES

Pression du système (kPa)	*Temps* (h)	*N° de l'équation*		*Nombre de données* (*n*)	*Coefficient de régression* (*r*)
3000	0 à 9	6	% de M.S. = $5{,}95e^{0{,}127t}$	10	0,976
		7	$t = 7{,}87 \text{ dans } \left[\frac{\% \text{ de M.S.}}{5{,}95}\right]$		
	10 +	8	% de M.S. = $19{,}2e^{0{,}07\,(t-9)}$	5	0,814
	max. = 14	9	$t = 9 + 14{,}28 \text{ dans} \left[\frac{\% \text{ de M.S.}}{19{,}2}\right]$		
3700	0 à 7	10	% de M.S. = $5{,}72e^{0{,}157t}$	8	0,973
		11	$t = 6{,}34 \text{ dans } \left[\frac{\% \text{ de M.S.}}{5{,}72}\right]$		
	8 +	12	% de M.S. = $17{,}9e^{0{,}07\,(t-7)}$	4	0,808
	max. = 12	13	$t = 7 + 14{,}28 \left[\frac{\% \text{ de M.S.}}{17{,}9}\right]$		
4200	0 à 5	14	% de M.S. = $5{,}93e^{0{,}166t}$	6	0,981
		15	$t = 6{,}02 \text{ dans } \left[\frac{\% \text{ de M.S.}}{5{,}93}\right]$		
	6 +	16	% de M.S. = $14{,}3e^{0{,}07\,(t-5)}$	3	0,565
	max. = 9	17	$t = 5 + 14{,}28 \text{ dans } \left[\frac{\% \text{ de M.S.}}{14{,}3}\right]$		

Pour ce qui est du coût total, l'avantage réside toujours dans la réduction du temps de travail de l'opérateur. La figure 21 illustre cette conclusion.

Les équations montrées au tableau 21 peuvent également être présentées sous forme d'une famille de courbes (figure 22). D'après cette figure, il semble que des teneurs maximales en matières solides peuvent être obtenues de la façon suivante :

Pression (kPa)	S_{max} (%)	*Temps* (h)
3000	23,7	12
3700	25,4	12
4200	23,3	12

À partir de ces observations, on peut conclure que si on veut obtenir une teneur en matières solides de 24 p.100, le système doit fonctionner à 3700 kPa pendant 11 h 12 mn, ce qui représente les conditions optimales pour l'objectif à atteindre.

TABLEAU 22
EFFETS DE DIFFÉRENTES PRESSIONS DU SYSTÈME
SUR L'ACCÉLÉRATION DE LA CONCENTRATION DES MATIÈRES SOLIDES

Pression (kPa)	*Matières solides* (%)	*Temps*	*Équation* n°
3000	12	5 h 30 mn	7
	18	8 h 42 mn	7
	24	12 h 12 mn	9
3700	12	4 h 42 mn	11
	18	7 h 18 mn	13
	24	11 h 12 mn	13
4200	12	4 h 12 mn	15
	18	8 h 18 mn	17
	24	(12 h 24 mn)	17

6.3 Influences combinées de la pression et du temps sur la concentration des matières solides

D'après l'étude précédente, il semble que le temps de fonctionnement du système et la pression utilisée influencent la concentration de matières solides du lactosérum au cours de l'hyperfiltration. Un essai a été fait pour établir une corrélation (figure 23). Pour cet essai, la teneur en matières solides obtenue chaque fois, et non la teneur moyenne, a été utilisée, ce qui a permis d'obtenir 118 points de données indiquant une corrélation pour la plage $0 \leq Pt \leq 40\,000$

$$C = 6{,}2\, e^{36{,}9 \times 10^{-6} Pt} \qquad \textbf{(18)}$$

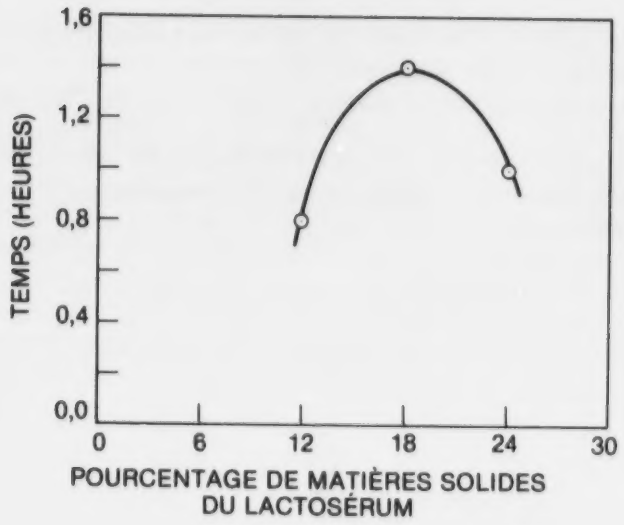

Figure 21
Temps de l'opérateur économisé en atteignant le pourcentage prescrit de matières solides à 3700 kPa au lieu de 3000 kPa

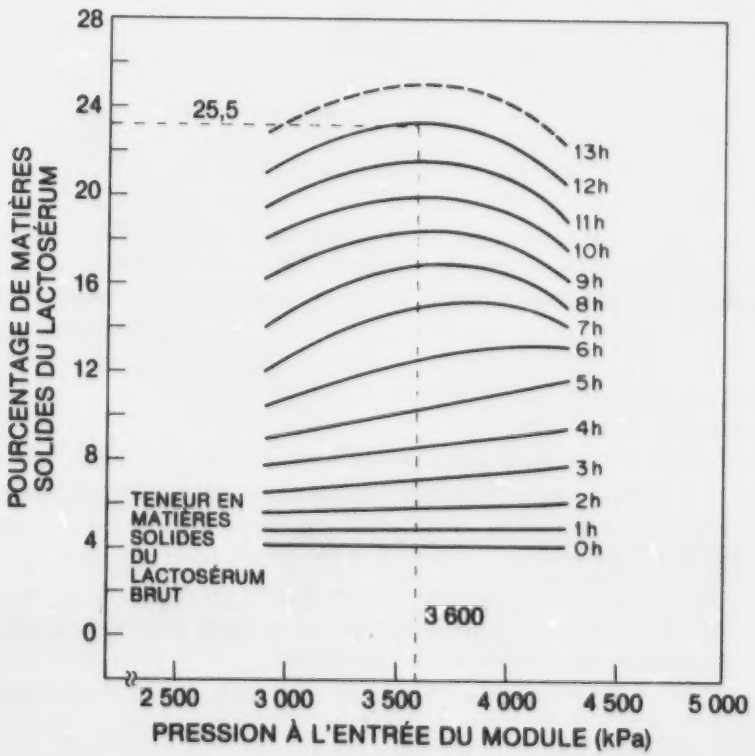

Figure 22
Matières solides du lactosérum en fonction de la pression à l'entrée du module

où C: matières solides du concentré de lactosérum (pourcentage)
P: pression du système (kilopascals)
t: temps de fonctionnement (heures)

Il a été calculé que le coefficient de régression était de 0,987 avec une erreur type de l'estimation (E.T.) égale à 1,53 p.100 des matières solides. L'intervalle de confiance de 95 p.100 pour la fonction indiquée sur la figure 23 est de ± 3 p.100

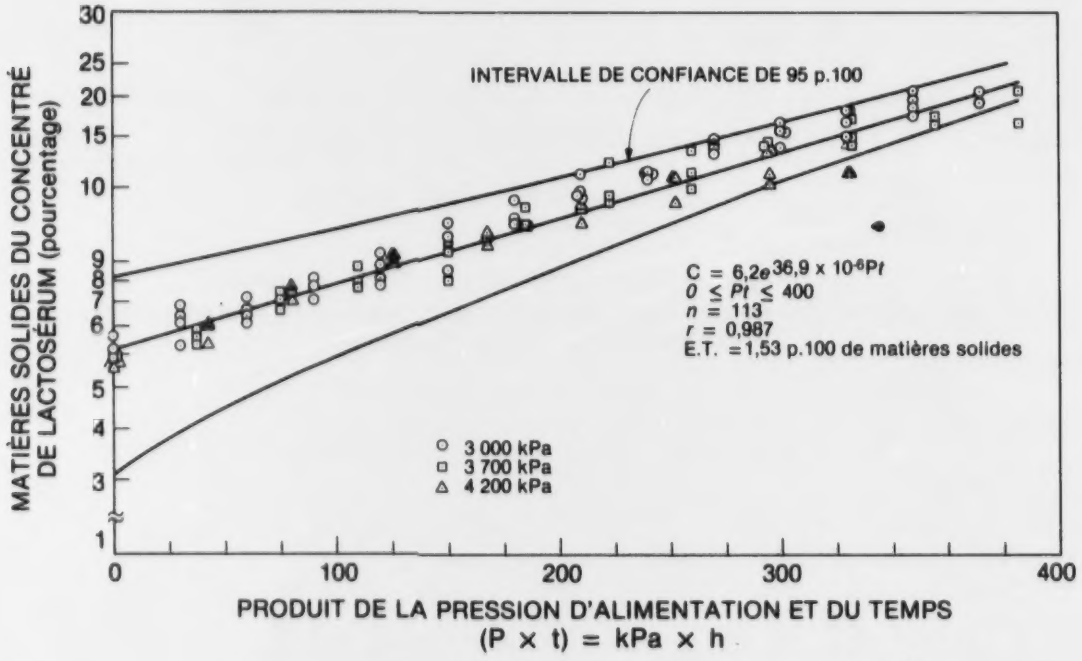

Figure 23
Pourcentages de matières solides du lactosérum en fonction de la pression multipliée par le temps

6.4 Flux du système

La mesure du débit volumique par unité de surface de la membrane, que nous désignerons ici sous le nom de « flux », est une caractéristique importante de tout système de séparation sur membrane. Ce flux est exprimé en litres par mètre carré durant une heure. Dans le cas de l'hyperfiltration du lactosérum, la quantité de filtrat constitue un paramètre important. C'est une mesure de la vitesse d'élimination de l'eau du lactosérum brut, et elle est calculée à partir du débit mesuré du filtrat et de la surface totale de la membrane de chaque module d'hyperfiltration. Dans la présente étude, la détermination du flux du liquide à l'intérieur du système a été très difficile.

Les débitmètres, du type rotamètre, n'avaient malheureusement pas été étalonnés au cours du programme d'essai. Selon la documentation du fabricant, ils pouvaient mesurer une plage de débits compris entre 120 l/h et 1498 l/h.

Un dossier des pourcentages des lectures des débitmètres a été tenu à jour. Lorsque, pour la première fois, ces données ont été analysées pour essayer de corréler les lectures des débitmètres et les débits réels conformément à l'information sur l'étalonnage dont nous venons de discuter, un volume de filtrat égal à environ trois fois le volume collecté a été obtenu par calcul, résultat qui était impossible parce que tout le filtrat était collecté et que le volume final était mesuré.

Les données inscrites en pourcentages des lectures des rotamètres en fonction du temps ont servi à établir les deux courbes caractéristiques à la figure 24.

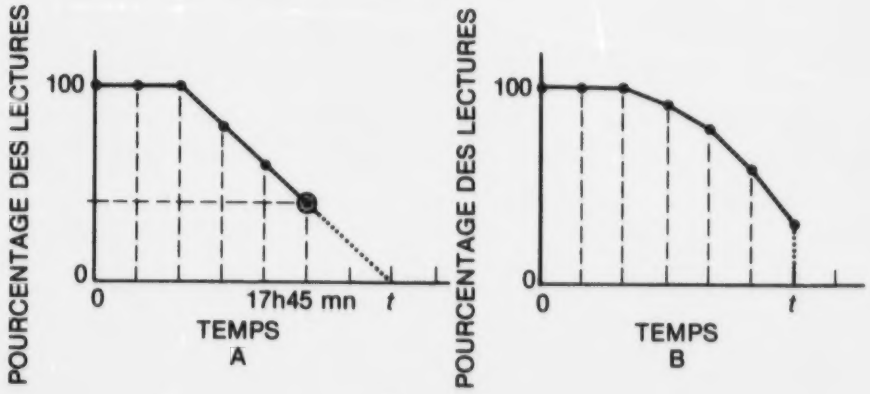

Figure 24
Deux types de lectures des rotamètres en fonction du temps

Il a été décidé que puisque le volume final du filtrat était connu et que le comportement général du débit du filtrat traversant la membrane pouvait être déterminé d'après la courbe établie à partir des lectures en pourcentage des rotamètres en fonction du temps, les flux instantanés pouvaient être calculés, ce qui a été fait par la méthode suivante :

Cas A de la figure 24

a) Il a fallu calculer la surface totale sous la courbe.

b) Si la dernière lecture dans le journal avait été prise , par exemple, à 17 h 45 et qu'aucune autre valeur n'avait été enregistrée avant l'arrêt du système, les trois lectures précédant 17 h 45 étaient reportées sur un graphique et faisaient l'objet d'une régression linéaire, et le temps correspondant à une lecture de 0 p.100 était calculé. Ceci permettait alors d'obtenir un tableau complet des lectures des débits en fonction du temps et de calculer la surface totale sous la courbe.

c) La surface totale sous la courbe était égale au volume total du filtrat.

d) En calculant la surface sous la courbe pour chaque heure en pourcentage de la surface totale, la première surface pouvait être corrélée au pourcentage de filtrat par rapport au filtrat total collecté pendant cette période.

e) La valeur connue de la surface de la membrane du module a permis de calculer le flux instantané.

f) Cette méthode a été appliquée à toutes les lectures de tous les modules dont les données disponibles de débit ressemblaient à celles qui sont indiquées à la figure 24 A.

Cas B de la figure 24

a) Dans ce cas, la dernière lecture faite avant l'arrêt du système était supérieure à zéro, et la surface totale sous la courbe a été calculée.

b) Le calcul du flux instantané a été fait comme l'indiquent les étapes *c* à *f* du cas A.

Une fois les données obtenues, nous avons préparé un programme informatique, entré les données et procédé à la détermination des flux comme ci-dessus. Le tableau 23 montre un exemple de sortie d'ordinateur.

TABLEAU 23
CALCULS TYPES DES FLUX

Jour/Mois/Année 16/7/80
Compteur = 30476300
Pression = 3 500 kPa *Filtrat* = 27 206 l

Jour = 394
Arrêt = 22 h 20 mn
Durée = 12 h 50 mn

	Lectures des modules						*Flux instantané*					
Heure	M1	M2	M3	M4	M5	M6	M1	M2	M3	M4	M5	M6
9 h 30	100	100	100	100	100	100	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0
10 h 30	100	100	100	90	100	88	18,0	18,0	18,0	16,2	18,0	15,8
11 h 34	100	100	100	87	95	85	18,0	18,0	18,0	15,6	17,1	15,3
12 h 25	100	100	100	86	95	84	18,0	18,0	18,0	15,5	17,1	15,1
13 h 25	100	100	100	92	100	89	18,0	18,0	18,0	16,5	18,0	16,0
14 h 25	100	100	100	88	99	87	18,0	18,0	18,0	15,8	17,8	15,6
15 h 30	97	95	97	81	90	80	17,4	17,1	17,4	14,6	16,2	14,4
16 h 30	85	83	85	69	73	67	15,3	14,9	15,3	12,4	13,1	12,0
17 h 30	69	68	69	53	53	51	12,4	12,2	12,4	9,5	9,5	9,2
22 h 00	23	23	22	13	14	13	4,1	4,1	4,0	2,3	2,5	2,3
Flux moyen de chaque module =							14,0	13,9	14,0	11,8	12,6	11,5
Flux moyen du système =							13,0					

Dans cet exemple, les données pour le 394e jour de la démonstration sont indiquées. Le système a fonctionné pendant douze heures trente minutes. Le volume du filtrat collecté pendant cette période s'élevait à 27 206 l. Les lectures des débitmètres et les débits instantanés correspondants sont indiqués. Ces flux instantanés variaient entre une valeur forte de 18 $l/m^2 \cdot h$ au début de la période et une valeur faible de 2,3 $l/m^2 \cdot h$ à la fin de celle-ci, la diminution de l'écoulement du liquide à l'intérieur du système étant fonction de l'augmentation de la teneur en matières solides. Pour chacun des modules, le flux moyen du liquide qui traverse une membrane a été calculé, et, dans cet exemple, variait entre 11,5 $l/m^2 \cdot h$ et 14 $l/m^2 \cdot h$. Les différences intermodulaires des flux moyens sont indicatives du colmatage de la membrane. Le calcul final indiquait que le flux moyen à l'intérieur du système était, pour cette journée, de 13,0 $l/m^2 \cdot h$.

L'analyse des données disponibles indiquait que le flux moyen à l'intérieur du système n'était pas normalement distribué (figure 25). Deux distributions distinctes sont indiquées. Les données pour le deuxième segment de la distribution sont suspectes. D'après l'étude du journal des données détaillées, il semblerait que le volume du filtrat était erroné, ou que la durée réelle était incorrectement enregistrée. En dépit de ces difficultés apparentes, on peut utiliser l'une des deux méthodes suivantes pour analyser les données du flux du liquide traversant la membrane :

a) Inscrire deux distributions et noter la valeur moyenne du flux du liquide qui traverse la membrane qui est, dans le présent cas, de 11,8 $l/m^2 \cdot h$.

b) ou prendre les 187 observations, calculer une moyenne et un écart type. En appliquant cette méthode, le flux moyen du système est de 12,1 $l/m^2 \cdot h$ avec un écart type de 2,6 $l/m^2 \cdot h$.

En réalité, si on tient compte des hypothèses sous-jacentes et des erreurs possibles, on dispose de peu de données pour choisir entre les deux valeurs moyennes du flux à l'intérieur du système. En se basant sur les données que l'on connaît déjà, il a été jugé que les valeurs moyennes du flux à l'intérieur du système plus élevées que 14 $l/m^2 \cdot h$ sont dues à des erreurs. Moins de 20 p.100 des données sont erronnées.

Bien que le système d'hyperfiltration ait fonctionné par intermittence et subi un nettoyage rigoureux à la fin de chaque jour, les données sur le flux du liquide traversant la membrane ont été étudiées pour suivre sa diminution en fonction du temps. Par exemple, parce que l'installation fonctionnait pendant cinq jours et que le désinfectant circulait pendant la fin de semaine (deux jours), on pouvait prévoir que les valeurs moyennes du flux du lundi seraient plus fortes que celles du vendredi. Le tableau 24 résume ces données.

Les flux moyens à l'intérieur du système pour chaque jour de la semaine n'étaient pas normalement distribués. Deux distributions distinctes ressortaient de nouveau. Le tableau 24 montre les données statistiques obtenues mathématiquement et celles correspondant à une courbe dessinée à main levée.

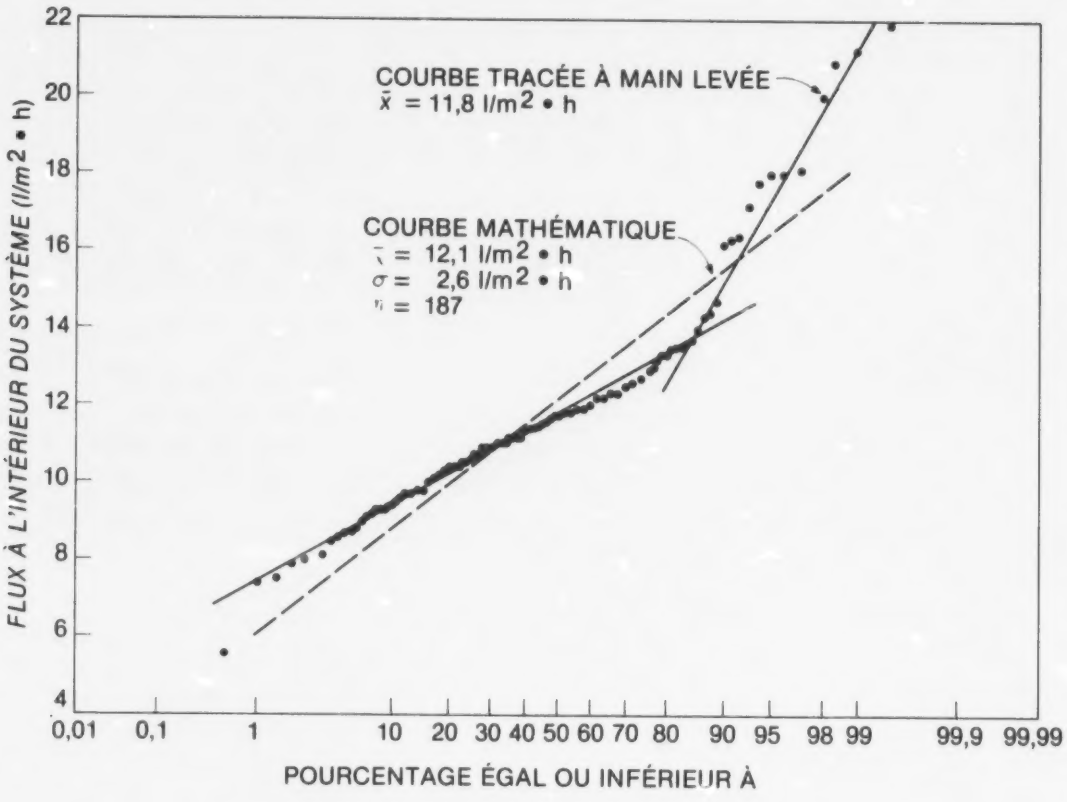

Figure 25
Distribution des flux à l'intérieur du système

TABLEAU 24
FLUX MOYENS À L'INTÉRIEUR DU SYSTÈME SELON LE JOUR DE LA SEMAINE

Jour de la semaine	*n*	*Calcul mathématique*		*Courbe tracée à main levée*	
		$\bar{x}$	σ	$\bar{x}$	σ
Lundi	46	12,6	2,7	12,0	1,7
Mardi	46	12,2	2,5	11,8	1,7
Mercredi	48	11,9	2,6	11,5	1,7
Jeudi	31	11,6	2,0	11,4	1,6
Vendredi	18	11,6	3,0	11,6	2,4

La seule valeur significative est la différence entre les écarts types des deux méthodes utilisées pour analyser les données qui montrent une diminution progressive du flux du liquide traversant la membrane à mesure que la semaine s'écoule, ce qui confirme certaines prévisions. La diminution du flux à l'intérieur du système avec le temps pendant la semaine est inférieure à 10 p.100.

Les données moyennes sur les flux à l'intérieur du système ont également été portées sur un graphique en fonction du temps comme l'indique la figure 26, qui montre le flux moyen à l'intérieur du système de 12,1 $l/m^2 \cdot h$ et l'intervalle de confiance de 95 p.100 pour toutes les données à l'exclusion de celles des 399^e et 420^e jours. D'après l'analyse de ces données, on peut indiquer

a) avec un intervalle de confiance de 95 p.100 que le flux moyen à l'intérieur du système est de 12,1 $l/m^2 \cdot h \pm 5{,}1\ l/m^2 \cdot h$;

b) avec un intervalle de confiance de 68 p.100 que le flux moyen à l'intérieur du système est de 12,1 $l/m^2 \cdot h \pm 2{,}6\ l/m^2 \cdot h$;

c) avec un intervalle de confiance de 50 p.100 que le flux moyen à l'intérieur du système est de 12,1 $l/m^2 \cdot h \pm 1{,}8\ l/m^2 \cdot h$.

Avec un coefficient de variation de 21 p.100, les données du flux moyen du système ne montraient pas d'écart anormal.

Les fabricants du système d'hyperfiltration indiquaient qu'un flux moyen à l'intérieur du système de 12 $l/m^2 \cdot h$ pouvait être obtenu pour le fitrat du lactosérum. Les données de cette période de démonstration le confirment.

6.5 Influence du flux instantané sur les matières solides totales

Comme on a pu le voir à la section 6.2, des données sur l'influence de la pression du système sur l'accélération de la concentration des matières solides ont été recueillies. Le calcul du flux instantané étudié à la section 6.4 a permis de combiner ces données avec celles sur les matières solides.

La figure 27 montre la corrélation du flux instantané et des pourcentages de matières solides à une pression du système de 3000 kPa pendant les 574^e et 578^e jours de l'essai. D'après ces données, à une pression de 3000 kPa, les conclusions suivantes peuvent être tirées :

a) À mesure que la teneur en matières solides du lactosérum augmente, le flux instantané du système diminue linéairement conformément à l'équation :

$$F_{30} = 28{,}6 - 1{,}34 \text{ (pourcentage de matières solides)} \qquad \textbf{(19)}$$

où F_{30} : flux instantané du système à 3000 kPa ($l/m^2 \cdot h$).

b) La corrélation est valide pour la plage des pourcentages de matières solides comprise entre 5 p.100 et 21,3 p.100.

c) D'après 28 observations, le coefficient de corrélation est de 0,977.

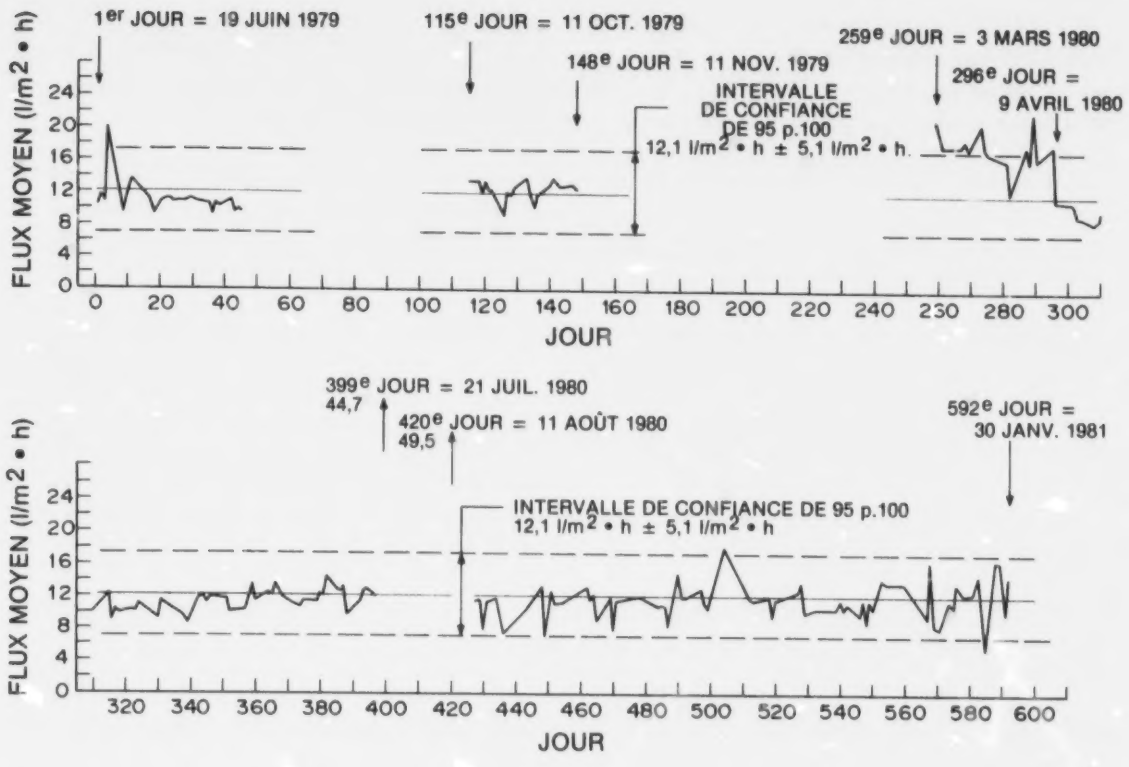

Figure 26
Débit moyen à l'intérieur du système en fonction du temps

d) L'écart type de la valeur estimée (E.T.) est égal à 1,41 l/m^2 • h, ce qui signifie que pour que les données soient normalement distribuées, 68 p.100 des valeurs devraient être situées dans l'intervalle ± 1,41 l/m^2 • h.

e) La concentration maximale de matières solides obtenable à 3000 kPa est de

21,3 p. 100 ± 1,1 p.100

f) Le flux instantané maximal lorsqu'il y a une concentration de 0 p.100 de matières solides est de 28,6 l/m^2 • h.

Une corrélation semblable entre le flux instantané du système et le pourcentage de matières solides existe pour une pression du système de 3700 kPa (figure 28). Des données sur les matières solides et les débits durant les jours 581, 582 et 583 ont été collectées à cette pression. Les conclusions suivantes ont pu être tirées :

a) À mesure que la teneur en matières solides du lactosérum augmente, le flux instantané à l'intérieur du système diminue linéairement, conformément à l'équation :

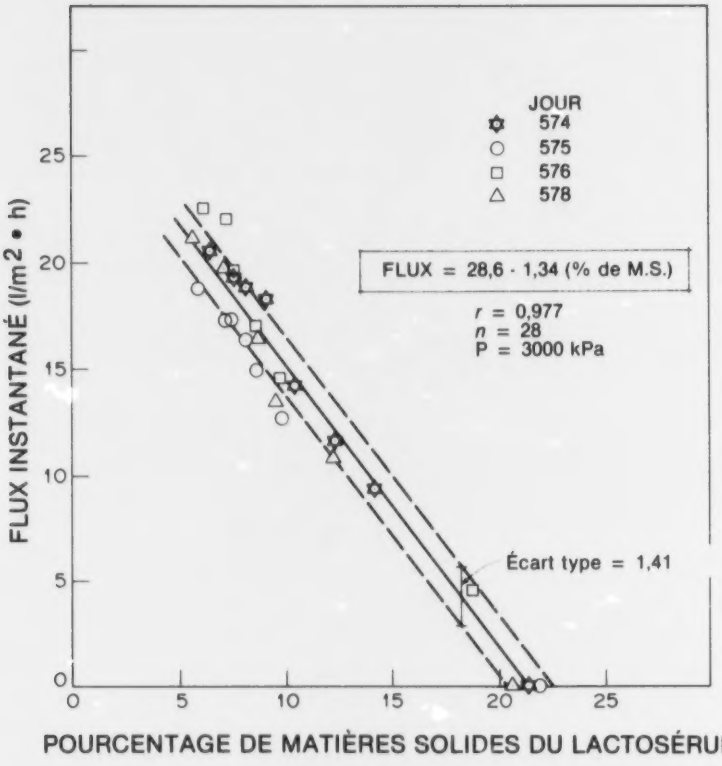

Figure 27
Caractéristiques du flux instantané en fonction de la teneur en matières solides du lactosérum, à la pression de 3000 kPa

$$F_{37} = 29{,}5 - 1{,}32 \text{ (pourcentage de matières solides)} \qquad \textbf{(20)}$$

où F_{37} : flux instantané du système à 3700 kPa ($l/m^2 \cdot h$).

b) La corrélation est valide dans la plage des pourcentages de matières solides comprises entre 5 p.100 et 22,3 p.100.

c) Le coefficient de corrélation basé sur 17 observations est de 0,980.

d) L'écart type (E.T.) de l'estimation est égal à 1,41 $l/m^2 \cdot h$. Pour que les données soient normalement distribuées, 68 p.100 des valeurs doivent être situées dans l'intervalle ± 1,41 $l/m^2 \cdot h$ de la corrélation.

e) La teneur maximale en matières solides atteignable pour une pression du système de 37 000 kPa est de :

22,3 p.100 ± 1,1 p.100

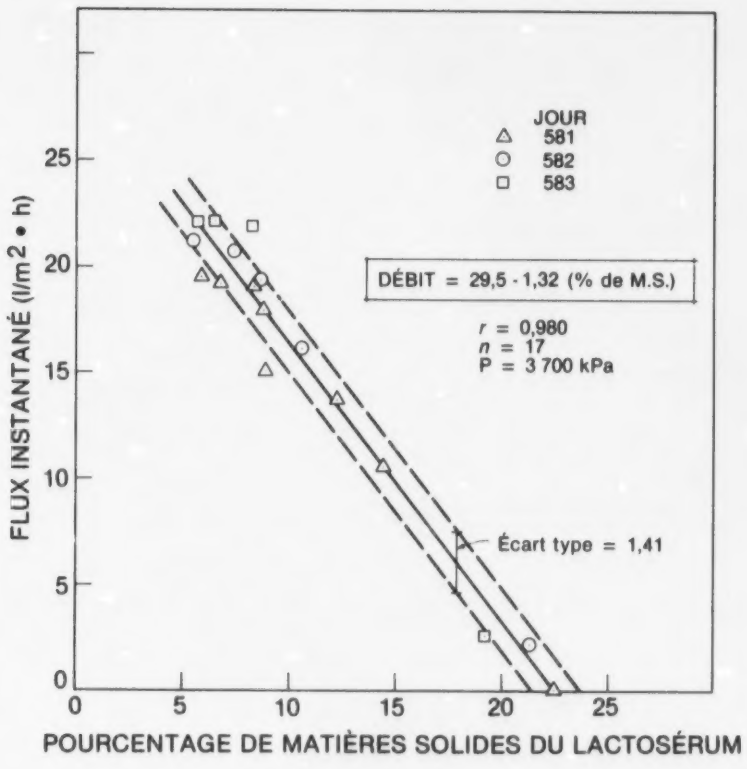

Figure 28
Caractéristiques du flux instantané en fonction de la teneur en matières solides du lactosérum, à la pression de 3700 kPa

f) À une teneur de 0 p.100 en matières solides, le flux instantané maximal est de 29,5 $l/m^2 \cdot h$.

Pour le cas d'une pression du système de 4200 kPa, les données sont corrélées de la même façon, comme l'indique la figure 29. Seuls 12 points de données pour les 588^e, 589^e et 592^e jours étaient disponibles. D'après ces derniers, les conclusions suivantes ont été tirées :

a) Lorsque la teneur en matières solides augmente, il y a diminution linéaire du flux instantané à l'intérieur du système qui correspond à l'équation suivante :

$$F_{42} = 34{,}0 - 1{,}67 \text{ (pourcentage de matières solides)}$$

où F_{42} : flux instantané à l'intérieur du système sous une pression de 4200 kPa ($l/m^2 \cdot h$).

b) Cette corrélation est valide dans l'intervalle des pourcentages de matières solides compris entre 5 p.100 et 20 p.100.

c) Le coefficient de corrélation basé sur 12 observations est 0,957.

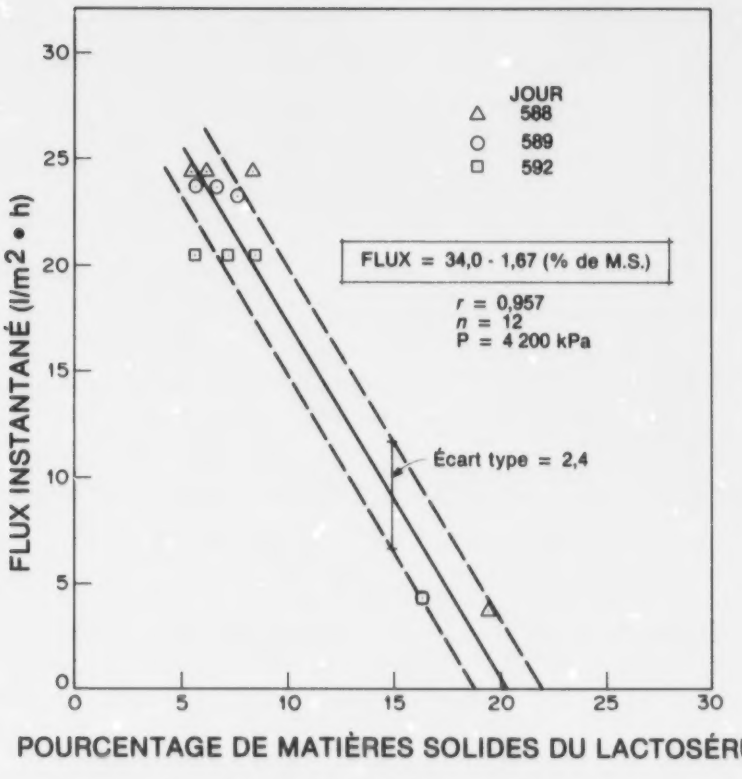

Figure 29
Catactéristiques du flux instantané en fonction de la teneur en matières solides du lactosérum, à la pression de 4200 kPa

d) L'écart type (E.T.) de l'estimation est égal à 2,4 $l/m^2 \bullet h$. Même s'il n'existe que 12 points de données, il sont normalement distribués.

e) La teneur en matières solides maximale atteignable pour une pression de 4200 kPa du système est de

20,4 p.100 ± 1,4 p.100

f) Le débit instantané maximal à l'intérieur du système est de 34,0 $l/m^2 \bullet h$ à une teneur de 0 p.100 en matières solides.

Le problème le plus intéressant au niveau du fonctionnement du système consiste à trouver l'équilibre optimal entre la pression à utiliser et la teneur en matières solides que l'on veut obtenir. Pour trouver une solution à ce problème, les données préalablement obtenues ont été reportées à la figure 30. Ces données indiquent que lorsque le système fonctionne douze heures sous une pression de 3600 kPa, une teneur maximale en matières solides de 22,3 p.100 ± 1,1 p.100 peut être atteinte, et sous une pression de 3600 kPa, une teneur en matières solides de 25,5 p.100.

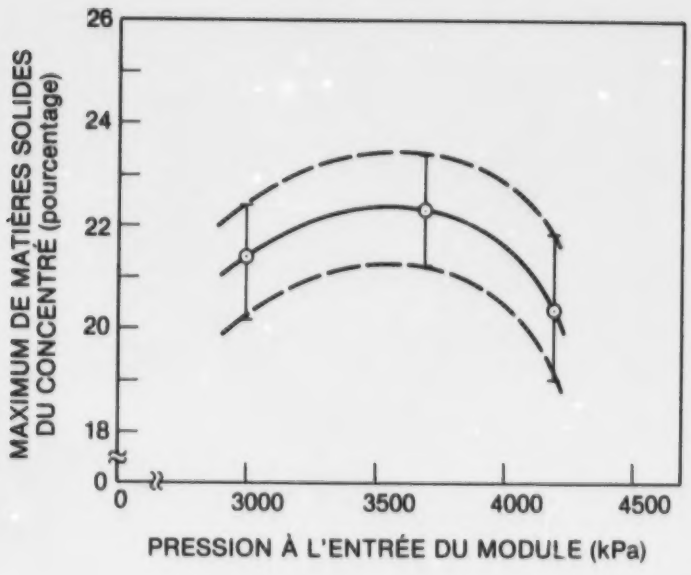

Figure 30
Teneur maximale en matières solides du concentré qu'il est possible d'obtenir

On a essayé de combiner toutes les données et de présenter une corrélation qui soit valide pour les plages des pressions comprises entre 3000 kPa et 4200 kPa, comme l'indique la figure 31. Les conclusions suivantes ont pu être tirées :

a) Les données sont corrélées linéairement conformément à l'équation suivante :

$$F = 30{,}1 - 1{,}41 \text{ (pourcentage de matières solides)} \qquad \textbf{(22)}$$

où F : débit instantané à l'intérieur du système sous des pressions comprises entre 3000 kPa et 4200 kPa ($l/m^2 \cdot h$)

b) Cette corrélation est valide dans l'intervalle des pourcentages de matières solides comprises entre 5 p.100 et 22,3 p.100.

c) D'après 57 observations, le coefficient de corrélation est de 0,960.

d) L'écart type (E.T.) de l'estimation est 2,0 $l/m^2 \cdot h$. La distribution des données est normale.

e) L'équation précédente, qui permet de prévoir la teneur maximale en matières solides du concentré de lactosérum (sous des pressions comprises entre 3000 kPa et 4200 kPa), montre qu'il est possible d'obtenir une teneur maximale en matières solides de 21,3 p.100 ± 1,5 p.100.

La section qui suit traite des caractéristiques du filtrat du lactosérum qui servent à déterminer s'il faut ou non épurer ce dernier et à détecter s'il faut ou non changer la membrane.

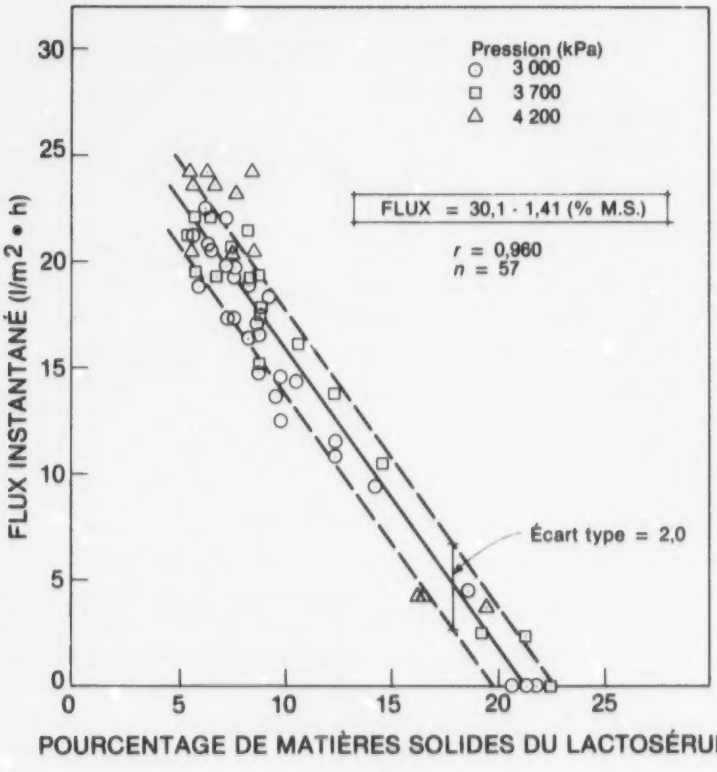

Figure 31
Caractéristiques du flux instantané en fonction de la teneur en matières solides du lactosérum

6.6 Le filtrat

Les données relatives à certains rapports de production ont été calculées d'après les dossiers tenus à jour pendant la démonstration. Les données sur le rapport massique entre le filtrat et le lait indiquées à la figure 32 ont une distribution normale et sont fiables (C.V. = 7,1 p.100). Le rapport massique moyen entre le filtrat et le lait est 0,62 avec un écart type de 0,04. On peut donc avancer, que dans 95 p.100 des cas, il est possible d'obtenir entre 0,54 kg et 0,70 kg de filtrat avec chaque kilogramme de lait.

Les données sur le rapport entre le filtrat et le lactosérum brut sont indiquées de la même façon à la figure 33. La distribution est normale et les données sont très fiables (C.V. = 6,7 p.100). Ce n'est que dans seulement cinq observations sur 100, qu'il faut utiliser plus ou moins que 1,3 kg – 1,7 kg de lactosérum brut pour obtenir 1 kg de filtrat.

Les rapports massiques entre le filtrat et le concentré ont été inscrits de la même façon. Il a été constaté que ces données n'avaient pas une distribution normale. Toutefois, le coefficient de variation était de 23 p.100, ce qui indique qu'il n'y avait pas d'écart anormal dans les données. Mathématiquement, le rapport moyen est de 2,29 avec un écart de 0,53, ce qui signifie que 95 fois sur 100, entre 1,3 kg et 3,3 kg de filtrat seront obtenus pour chaque kilogramme de concentré. Ces données sont résumées au tableau 25. Le rapport prévu entre le filtrat et le concentré indiqué par le fabricant est de 3,0.

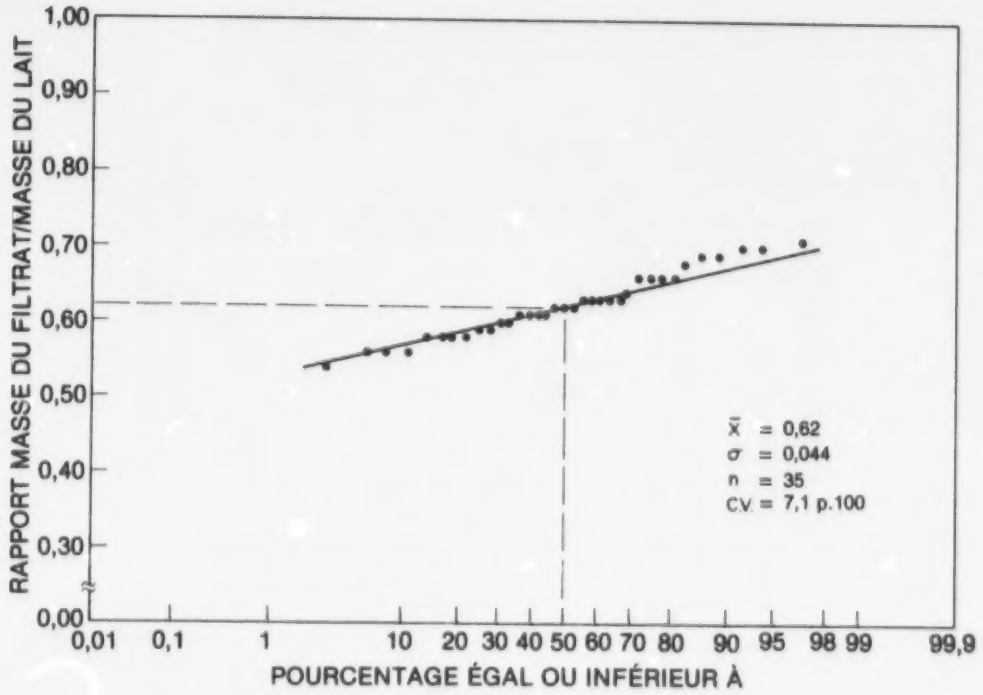

Figure 32
Distribution des rapports entre la masse du filtrat et celle du lait

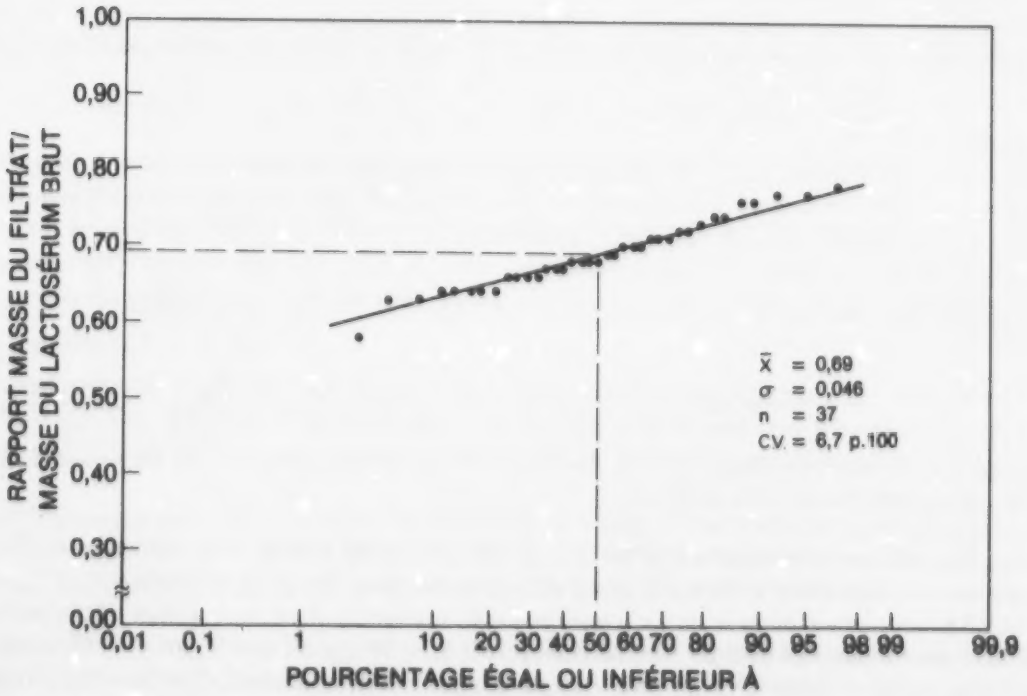

Figure 33
Distribution des rapports entre la masse du filtrat et celle du lactosérum brut

TABLEAU 25
RÉSUMÉ DES DIFFÉRENTS RAPPORTS DU FILTRAT

Paramètre	*Nombre d'observations*	*Rapport*	σ	*Intervalle de confiance de 95 p.100*	*Coefficient de variation* *	
Filtrat/lait	35	0,62	0,04	0,54 — 0,70	7,1	F.C.
Filtrat/lactosérum brut	37	0,69	0,05	0,59 — 0,79	6,7	F.C.
Filtrat/concentré	35	2,3	0,5	1,3 — 3,3	23	P.C.

* F.C. : données fortement consistantes.
P.C. : données plutôt consistantes.

Les caractéristiques de la D.C.O., de la D.B.O.5 et des matières solides du filtrat sont indiquées aux figures 34, 35 et 36. Aucune de ces distributions n'est normale, et elles indiquent un fort degré de variabilité. Toutefois, un certain nombre d'affirmations peuvent être faites à ce sujet.

Les données sur la D.C.O. (figure 34) présentent une valeur médiane de 850 mg/l, et des teneurs aussi fortes que 2700 mg/l peuvent être observées. Les données sur la D.B.O.5 (figure 35) sont beaucoup plus variables. La valeur médiane se situe à 430 mg/l, et des D.B.O.5 de 1000 mg/l ne sont pas rares. Les données comprises entre 2500 mg/l et 3500 mg/l semblent suspectes. Il est intéressant d'observer à toutes fins pratiques que le rapport entre la D.C.O. et la D.B.O.5 du filtrat est de 2, alors que le rapport entre la D.C.O. et la D.B.O.5 du lactosérum brut est de 2,3, ce qui indique que le degré de biodégrabilité du produit n'a pas été modifié de façon appréciable. Comme l'indique la figure 36, les données se rapportant aux matières solides du filtrat n'ont pas une distribution normale. La valeur médiane de la teneur en matières solides totales, calculée à l'aide d'une courbe faite à main levée est de 1500 mg/l.

6.7 Retenue de certaines molécules par la membrane

La retenue de certaines molécules par la membrane est calculée par l'équation suivante :

$$R = \frac{\text{paramètre entrée - paramètre sortie (filtrat)}}{\text{paramètre entrée}} \times 100$$

où R : retenue d'un paramètre particulier, en pourcentage.

En utilisant les données sur le lactosérum brut et sur les matières solides totales du filtrat, la D.C.O. et la D.B.O.5 résumées précédemment, les caractéristiques de rétention de ces paramètres par la membrane peuvent être calculées. Les résultats sont résumés au tableau 26. Le pourcentage de rétention de la D.C.O., de la D.B.O.5 et des matières solides totales par la membrane est d'environ 98 p.100.

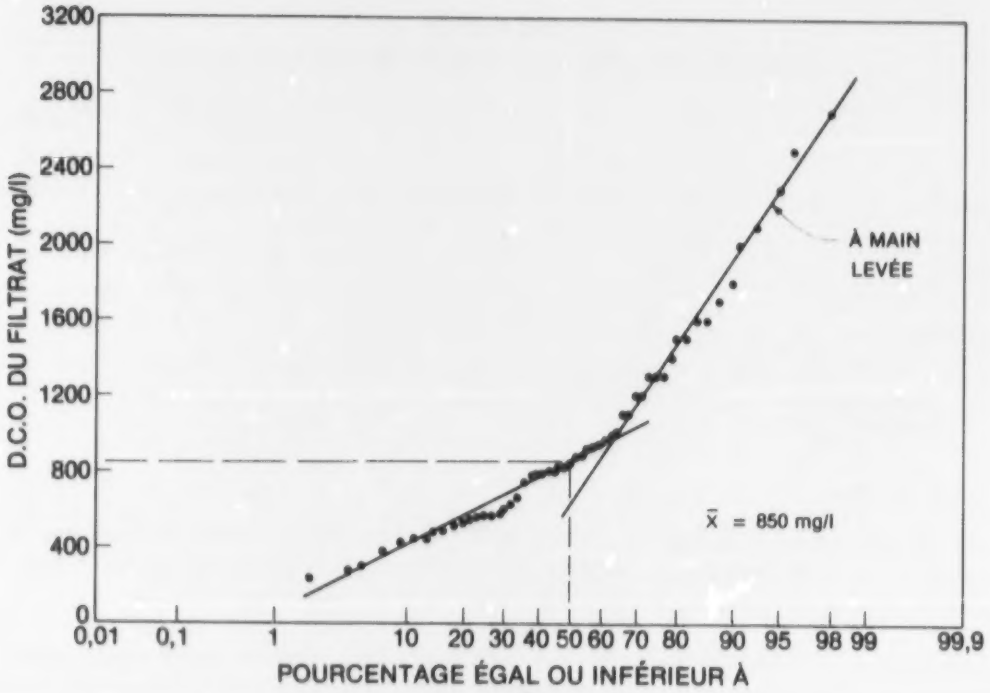

Figure 34
Distribution des D.C.O. du filtrat

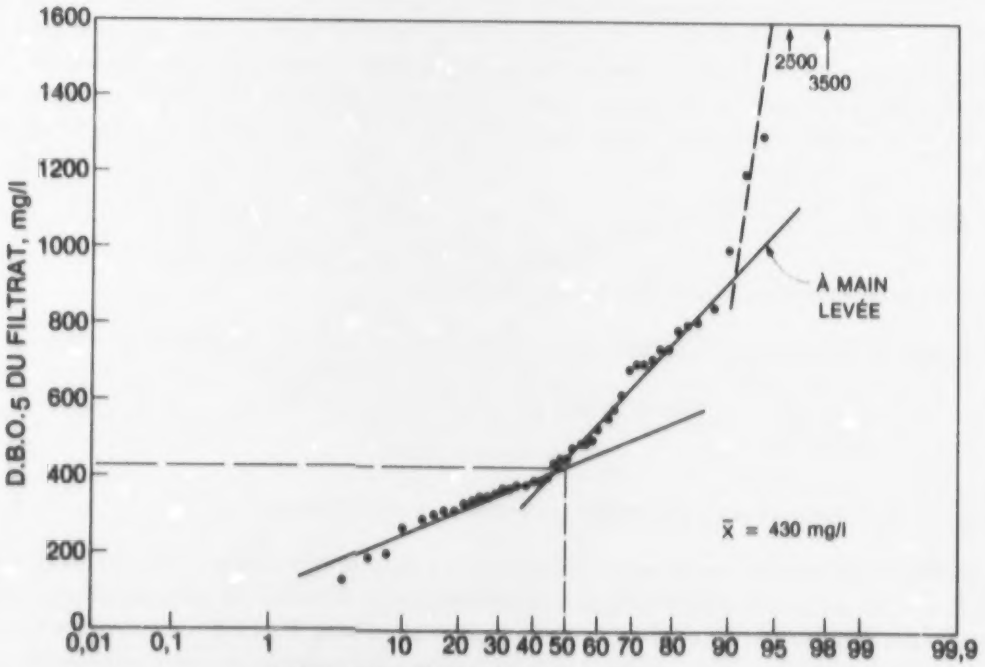

Figure 35
Distribution des D.B.O.5 du filtrat

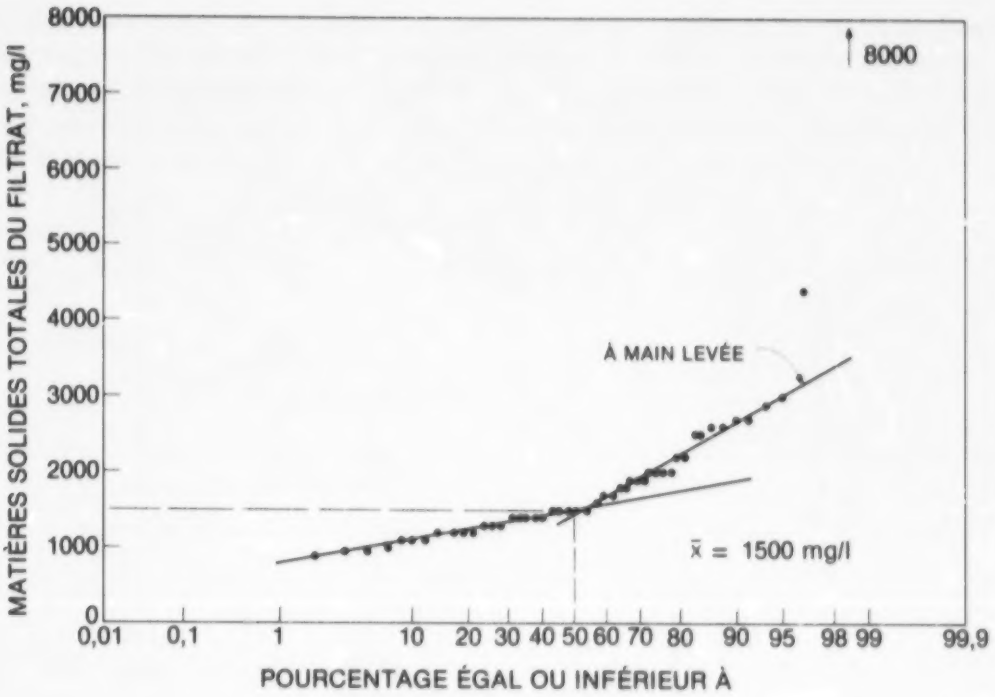

Figure 36
Distribution des matières solides totales du filtrat

TABLEAU 26
DONNÉES SUR LA RETENUE PAR LA MEMBRANE

Paramètre	*Lactosérum brut* (mg/l)	*Référence*	*Filtrat* (mg/l)	*Référence*	*Retenue* (%)
D.C.O.	64 000	figure 15	850	figure 34	98,7
D.B.O.5	29 500	figure 17	430	figure 35	98,5
Matières solides totales	62 400	figure 4	1500	figure 36	97,6

Un certain nombre d'analyses spéciales ont été faites sur le filtrat et le concentré à des pressions du système de 3000 kPa, 3700 kPa et 4200 kPa. L'objectif de cette recherche consistait à évaluer la modification des caractéristiques du concentré et du filtrat du lactosérum en fonction de la pression du système et de la teneur en matières solides.

La figure 37 montre le pourcentage de minéraux en fonction de la teneur en matières solides du filtrat. La teneur en minéraux du filtrat augmente proportionnellement à la teneur en matières solides et ne dépend pas de la pression du système, ce qui montre que la présence de minéraux dans le filtrat doit être associée aux matières solides.

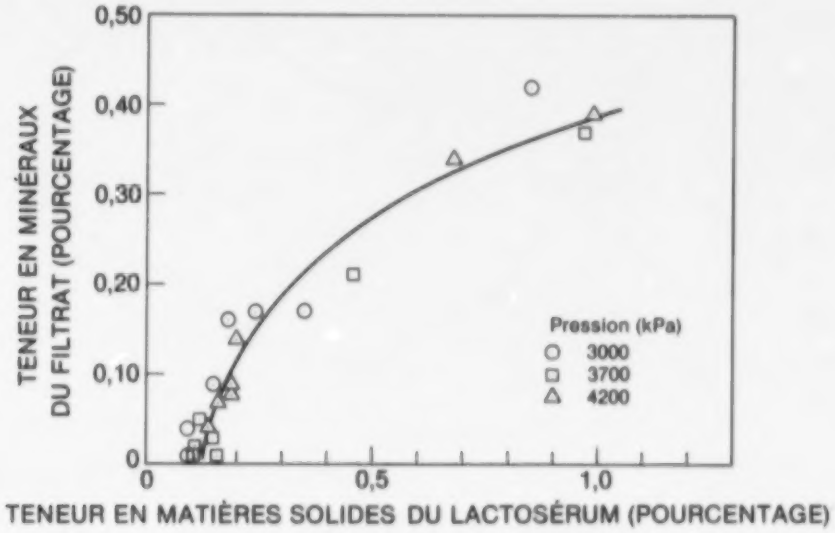

Figure 37
Minéraux dans le filtrat

Dans le filtrat, la teneur en protéines ne dépend pas des matières solides ou de la pression du système (figure 38). Une proportion minime de 0,3 p.100 de protéines traverse la membrane de façon constante. Les protéines sont en général retenues dans le concentré à cause de leur important poids moléculaire.

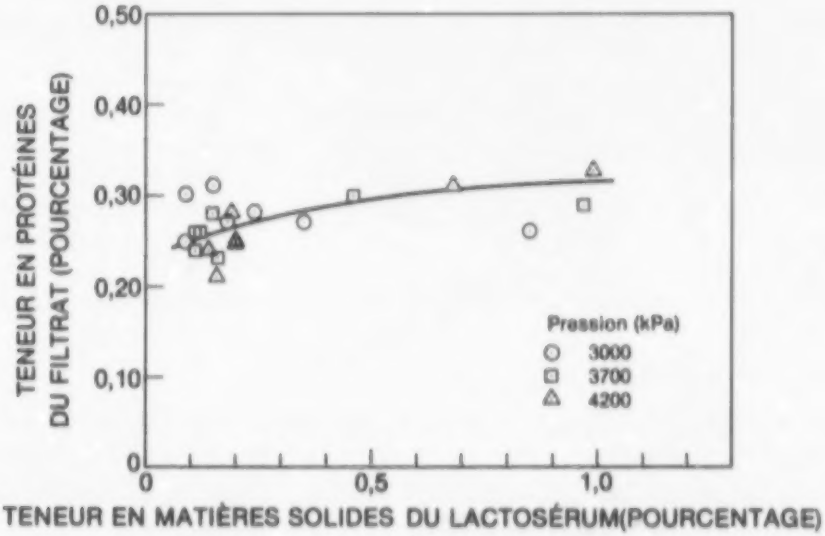

Figure 38
Protéines dans le filtrat

La rétention des minéraux, des protéines et des matières grasses dans le concentré de lactosérum est illustrée aux figures 39, 40 et 41. Comme nous l'avons indiqué précédemment, la présence de minéraux est liée aux matières solides ; les données de la figure 39 le confirment. L'augmentation des teneurs en matières solides entraîne une augmentation correspondante des minéraux qui est indépendante de la pression du système. Ce comportement peut être décrit par l'équation :

$$\text{Teneur en minéraux du concentré (\%)} = 0{,}075\ (\%\ \text{de M.S.}) - 0{,}051 \qquad \textbf{(24)}$$

lorsque $r = 0{,}985$
$n = 21$
$3000 \leq P \leq 4200$

où P : pression du système en kilopascals.

Un concentré contenant 24 p.100 de matières solides a une teneur en minéraux de 1.75 p.100.

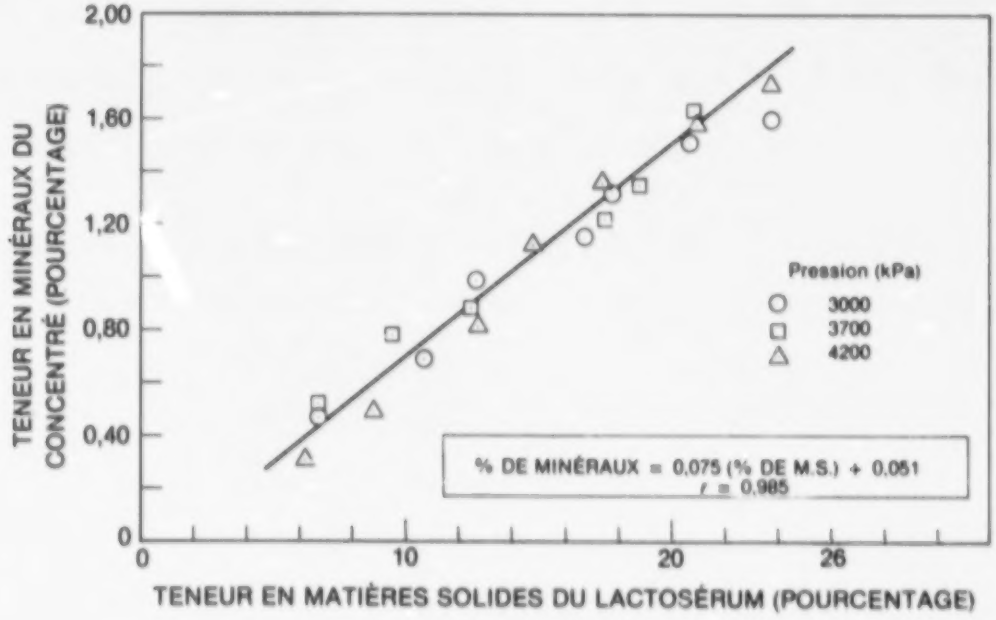

Figure 39
Minéraux dans le concentré

Les protéines sont retenues dans le concentré. La figure 40 montre le lien qui existe entre la teneur en protéines du concentré et la teneur en matières solides du lactosérum. À des pressions plus faibles du système, soit 3000 kPa et 3700 kPa, on obtient des teneurs plus faibles en protéines par comparaison à la teneur obtenue à la pression plus élevée de 4200 kPa, probablement parce qu'une pression élevée provoque une liaison plus étroite entre les molécules de protéines et les matières solides. Les données sont corrélées de la façon suivante :

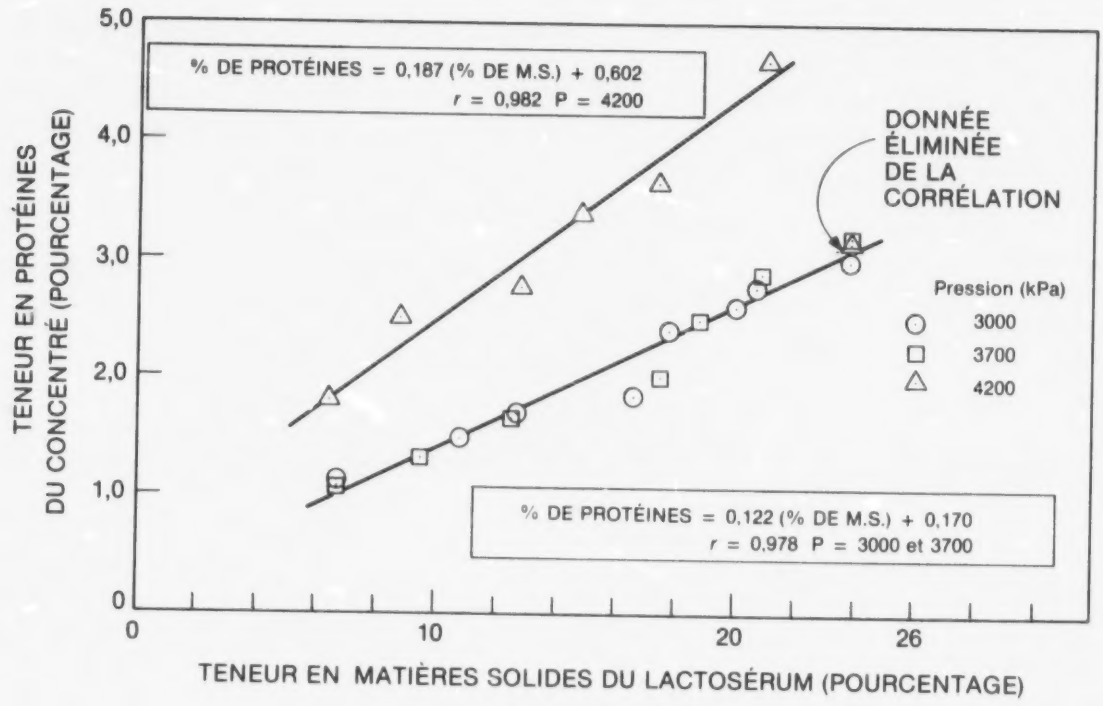

Figure 40
Protéines dans le concentré

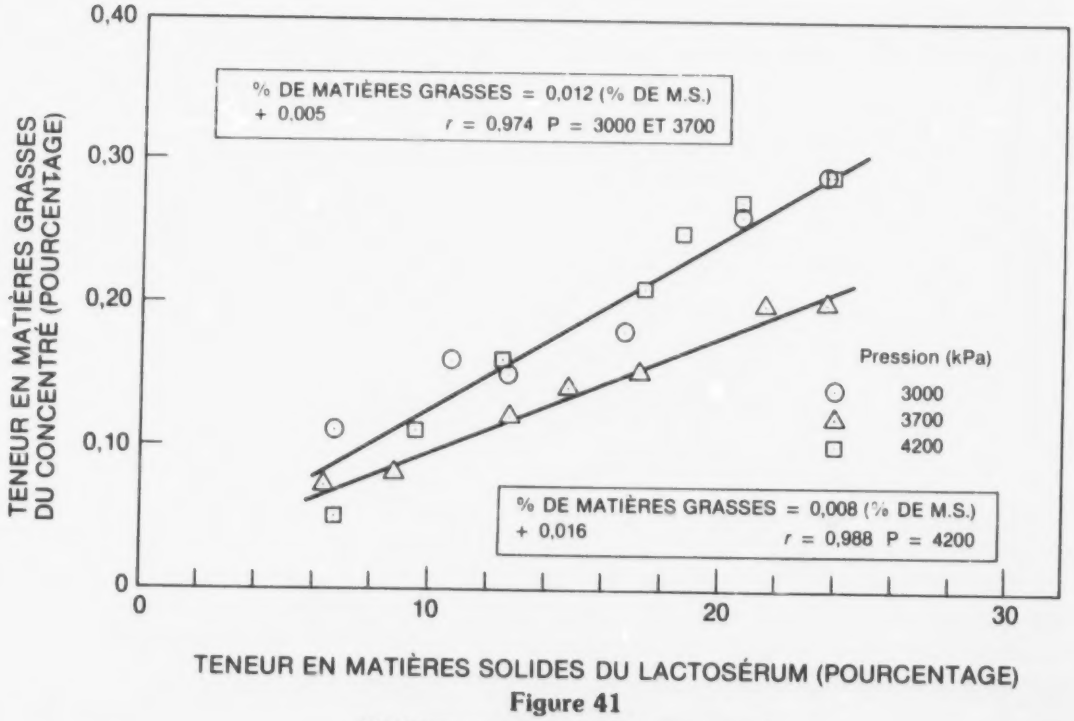

Figure 41
Matières grasses dans le concentré

Teneur en protéines du concentré (%) = 0,187 (% de M.S.) + 0,602 **(25)**

lorsque $r = 0,982$
$n = 6$
$P = 4200$ kPa

Il faut rappeler qu'une teneur en matières solides de 24 p.100 ne peut être atteinte lorsque le système fonctionne à une pression de 4200 kPa

Teneur en protéines du concentré (%) = 0,122 (% de M.S.) + 0,170 **(26)**

lorsque $r = 0,978$
$n = 14$
$3000 \leq P \leq 3700$

où P : pression du système en kilopascals.

Un concentré contenant 24 p.100 de matières solides a une teneur en protéines de 3,1 p.100.

La teneur en matières grasses du concentré dépend de la teneur en matières solides du lactosérum (voir la figure 41.) Deux fonctions décrivent les données. La retenue de matières grasses est plus élevée à de faibles pressions (3000 kPa et 3700 kPa) du système. À une pression élevée (4200 kPa), il semble que quelques molécules de matières grasses soient forcées de passer à travers la membrane. Le dosage des matières grasses du filtrat n'a malheureusement pas été fait. Une augmentation de la teneur en matières grasses du filtrat aurait éliminé toute incertitude à cet égard.

Teneur en matières grasses du concentré (%) = 0,012 (% de M.S.) + 0,005 **(27)**

lorsque $r = 0,974$
$n = 7$
$3000 \leq P \leq 3700$

où P : pression du système en kilopascals.

Un concentré contenant 24 p.100 de matières solides a une teneur en matières grasses de 0,29 p.100.

Teneur en matières grasses du concentré (%) = 0,008 (% de M.S.) + 0,016 **(28)**

lorsque $r = 0,988$
$n = 14$
$P = 4200$ kPa

6.8 Consommation d'eau

Les dossiers sur la consommation de l'eau ont été tenus à jour, et la quantité d'eau utilisée a été enregistrée de façon routinière. De plus, des dossiers horaires ont été tenus à jour pendant 12 jours, soit quatre jours pour chacune des pressions utilisées dans le système (3000 kPa, 3700 kPa et 4200 kPa). L'objectif de la variation de la pression du système était d'étudier si elle influençait la consommation totale d'eau. Les figures 42, 43 et 44 résument les résultats obtenus.

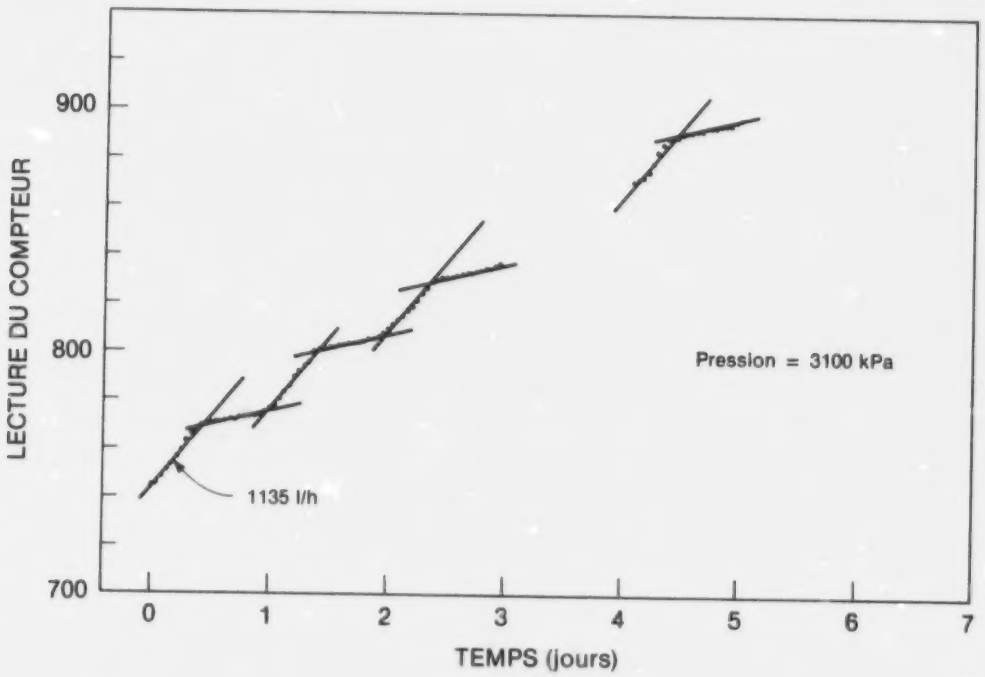

Figure 42
Consommation d'eau de l'usine à la pression d'hyperfiltration de 3100 kPa

On peut voir que pendant les dix premières heures commençant à 7 h 45, la consommation d'eau a été en moyenne de 1135 l/h, quelle que soit la pression de fonctionnement du système. Pendant les quatorze heures suivantes, soit à partir de 17 h 45, la consommation d'eau a diminué jusqu'à une valeur comprise entre 200 l/h et 415 l/h. La pression de fonctionnement du système n'a pas d'influence sur la consommation d'eau. En utilisant une consommation de 1135 l/h pendant les dix premières heures et une consommation moyenne de 300 l/h pendant les quatorze heures suivantes, on obtient une consommation journalière calculée d'eau de 15 500 l. La quantité journalière moyenne de lactosérum brut traité s'élève à 35 700 kg. Dans cette fromagerie, la consommation d'eau s'élève à 0,43 l par litre de lactosérum, ce qui constitue une consommation d'eau extrêmement faible pour une

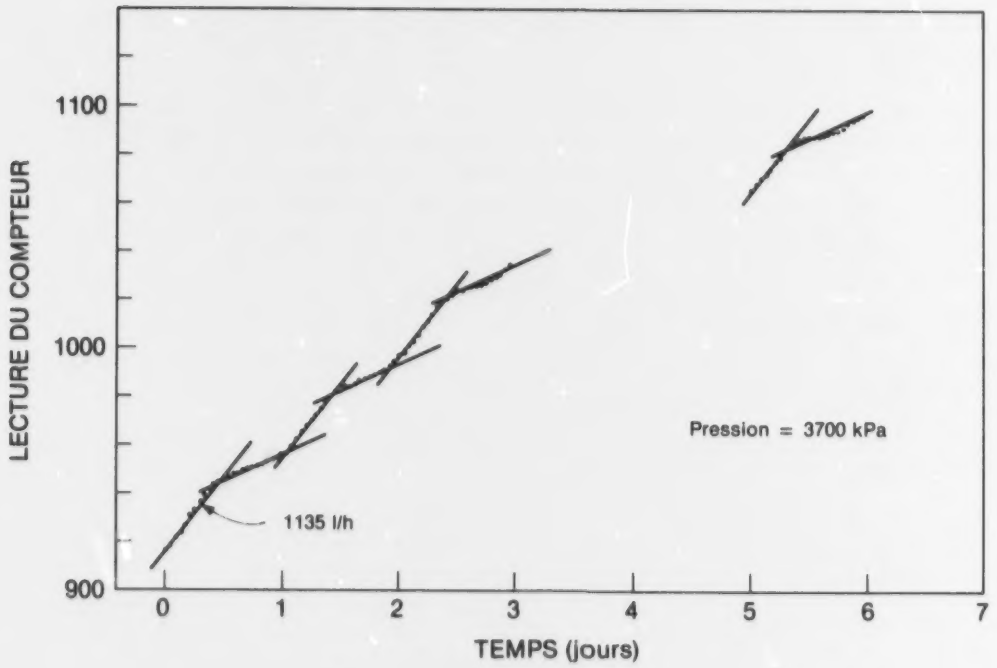

Figure 43
Consommation d'eau de l'usine à la pression d'hyperfiltration de 3700 kPa

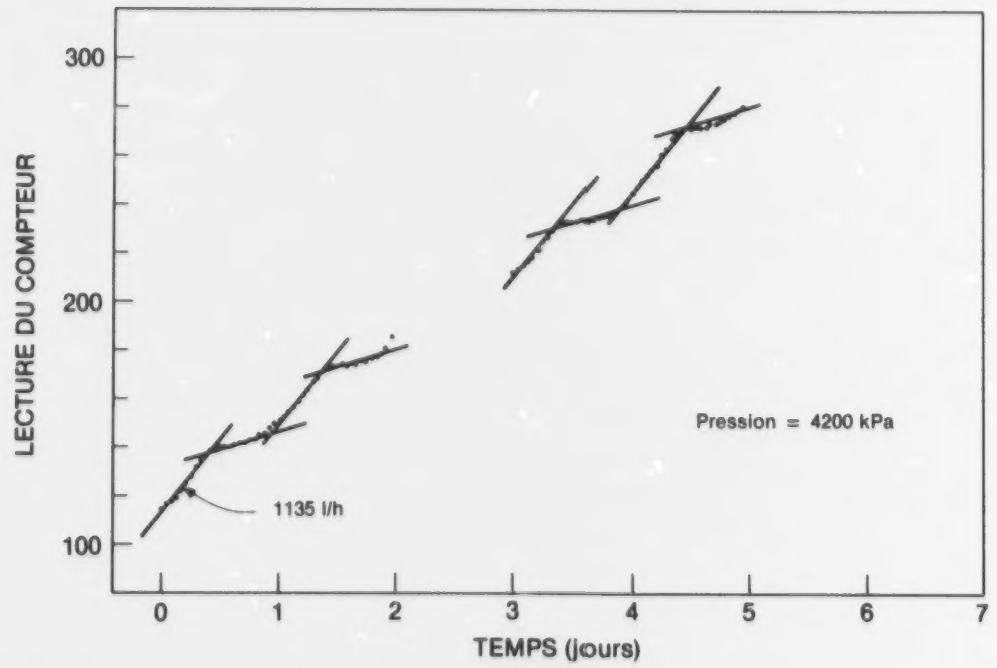

Figure 44
Consommation d'eau de l'usine à la pression d'hyperfiltration de 4200 kPa

fromagerie et est digne d'éloges. L'objectif de consommation d'eau pour les fromageries est de 1 l d'eau par litre de lactosérum traité (8).

De la même façon, le rapport entre la quantité d'eau et la quantité de lait traité obtenu par calcul est de 0,40, ce qui signifie que pour chaque 5 l de lait traités, il faut consommer 2 l d'eau.

7 COÛTS DU SYSTÈME D'HYPERFILTRATION

Dans les chapitres précédents, les différents aspects techniques du processus d'hyperfiltration et de sa performance à long terme à la Fromagerie d'Oka ont été décrits de façon assez approfondie. D'après ces observations, on a conclu que l'hyperfiltration du lactosérum brut qui a permis d'augmenter sa teneur en matières solides totales de 6 p.100 à 24 p.100 a donné de très bons résultats. Il reste à étudier le coût de cette opération.

Le tableau 27 donne une liste des différents coûts du système, exprimés en dollars de 1979. Le coût total annuel calculé est de 184 800 $. En pourcentages, ce coût est réparti de la façon suivante entre l'entretien, le fonctionnement et les immobilisations :

Entretien	19 p.100
Fonctionnement	36 p.100
Immobilisations	45 p.100

Pour 250 jours de fonctionnement par an, le coût journalier de la concentration des matières solides serait de 739 $, coût qui peut être converti en coût par kilogramme de matières solides récupérées de la façon suivante :

Lactosérum journalier à 6,24 p.100 = 35 700 kg

Récupération journalière des matières solides (efficacité à 97,6 p.100) = 2 175 kg

Coût journalier du système = 739 $

$$\frac{739\ \$/d}{2\ 175\ kg/d} = 34\ ¢/kg$$

• Le coût de la fabrication du concentré de lactosérum de qualité alimentaire contenant environ 24 p.100 de matières solides est de 34 ¢ le kilogramme.

Un article récent (11) a fourni l'information sur les tendances de l'indice des prix depuis le début des années 50. Les indices des prix n'ont augmenté que d'environ 3 p.100 par an entre 1950 et 1970. Depuis 1970, les indices des prix ont augmenté en moyenne de 9 p.100 à 10 p.100 par an. Dans ces conditions, le coût en 1983 (C_{1983}) de la production de concentré de lactosérum de qualité alimentaire contenant approximativement 24 p.100 de matières solides a été ajusté en fonction d'une augmentation annuelle des prix de 9 p.100 et peut se calculer de la façon suivante :

$$C_{1983} = \frac{[83\ 500\ \$\ (1,09)^4 + (66\ 262\ \$ + 35\ 040\ \$)\ (1,09)^3]\ 100}{250 \times 2\ 175} = 46\ ¢ \text{ le kilogramme}$$

Si aucune récupération du lactosérum n'est pratiquée, le potentiel de production d'une fromagerie comme la fromagerie d'Oka est de 14 200 e.p. (équivalents de population). La récupération du lactosérum ramène cette valeur à 450 e.p. En utilisant la technique des boues activées comme exemple de procédé d'épuration des effluents, les coûts ont été estimés comme le résume le tableau 28.

L'exemple du tableau 28 montre qu'une économie nette de 108 ¢ le kilogramme [168 – (14 + 46)] de matières solides du lactosérum pourrait être réalisée si l'hyperfiltration était utilisée comme procédé de récupération par la concentration des matières solides et si l'effluent total (filtrat + eau de traitement) était épuré à l'aide du procédé d'épuration par boues activées. L'application d'autres techniques d'épuration doit être évaluée selon le cas.

TABLEAU 27
RÉSUMÉ DU COÛT DE L'HYPERFILTRATION

Élément	*Unités*	*Taux*	*Coût d'achat*	*Coût annuel*
A. Dépenses d'immobilisations				
1.0 *Équipement*				
1.1 6 modules d'hyperfiltration avec tous les accessoires	$ CAN de 1979	–	164 000	
1.2 Pièces de rechange	$ CAN de 1979	–	4 500	
2.0 *Équipement auxiliaire*				
2.1 Réaménagement du pasteurisateur	$ CAN de 1979	–	9 500	
2.2 Plaques de refroidissement	$ CAN de 1979		5 500	
2.3 Banc de glace et compresseurs	$ CAN de 1979	–	29 000	
2.4 Réservoirs d'entreposage (7)	$ CAN de 1979	–	15 000	
2.5 Pompes diverses	$ CAN de 1979	–	2 500	
2.6 Séparateur (d'occasion)	$ CAN de 1979	–	8 500	
3.0 *Équipement de laboratoire*			5 500	
4.0 *Installation* Inclut toutes les modifications mécaniques, électriques, structurales et le démarrage	$ CAN de 1979		90 000	
TOTAL	$ CAN de 1979		334 000	
Amortissement	$ CAN de 1979	10 %/an		33 400
Intérêts	$ CAN de 1979	15 %/an		50 100
COÛT TOTAL DES IMMOBILISATIONS	$ CAN de 1979	–	–	83 500
B. Frais d'exploitation				
1.0 Main-d'oeuvre	1,5 homme × 42,5 h/sem. × 52 sem.	7,50 $/h	–	24 860
2.0 Fournitures de nettoyage	12 mois	950 $/mois	–	11 400
3.0 Frais d'énergie	12 mois	2500 $/mois	–	30 000
FRAIS TOTAUX D'EXPLOITATION	$ CAN de 1979			66 260
C. Frais d'entretien				
1.0 Entretien général				20 000
2.0 Remplacement des membranes	280 × 6 = 1680 membranes	sur 5 ans, 15 $/ensemble de membranes	$\frac{1680 \times 15}{5}$	5 040
3.0 Divers				
· frais de laboratoire				
· frais de supervision				
· frais d'administration				
FRAIS TOTAUX D'ENTRETIEN				10 000
				35 040
COÛT TOTAL DU SYSTÈME*	$ CAN de 1979			184 800

* À l'exclusion des coûts du bâtiment.

Une dépense de capital est habituellement faite dans l'espoir de diminuer les frais généraux. La période de temps nécessaire pour rembourser l'investissement original à l'aide des économies réalisées grâce à l'acquisition de cet équipement porte le nom de délai de récupération. Il existe un certain nombre de méthodes pour calculer cette période. Une formule de remboursement qui tient compte de l'inflation a été récemment proposée (12). Simplement énoncée, elle dit que lorsque la somme de la valeur future de l'investissement actuel et des coûts d'entretien et d'exploitation est égale aux économies, les délais de récupération coïncident.

Ceci peut s'exprimer mathématiquement par :

$$F_1 + F_2 = F_3 \tag{29}$$

où
- F_1 : valeur future de l'investissement actuel
- F_2 : valeur future des frais constants d'entretien et d'exploitation annuels
- F_3 : valeur future du montant constant des économies

et

$$F_1 = P(1 + i)^n \tag{30}$$

$$F_2 = A\,\frac{(1 + i)^n - (1 + e)^n}{(i - e)} \tag{31}$$

$$F_3 = S\,\frac{(1 + i)^n - (1 + r)^n}{(i - r)} \tag{32}$$

où
- P : investissement actuel
- n : période de remboursement
- i : dépenses d'immobilisations
- A : frais annuels d'entretien et d'exploitation la première année
- e : taux d'inflation qui affecte les frais d'entretien et d'exploitation
- S : économies au cours de la première année
- r : taux annuel d'inflation pour le produit.

Par conséquent, selon la définition du remboursement, n est la période où :

$$F_1 + F_2 = F_3$$

et

$$P(1 + i)^n + A\,\frac{(1 + i)^n - (1 + e)^n}{(i - e)} = S\,\frac{(1 + i)^n - (1 + r)^n}{(i - r)} \tag{33}$$

TABLEAU 28
RÉPERCUSSIONS ÉVENTUELLES SUR LES COÛTS DE LA RÉCUPÉRATION ET DU TRAITEMENT DU LACTOSÉRUM (hyperfiltration et boues activées)

	Prix de revient estimatif (1983)								
		Dollars per capita							
	Équivalents de population	*Exploitation et entretien*	*Immobilisations*	*Frais annuels d'exploitation et d'entretien*	*Coût total des immobilisations*	*Coût total annuel* **	*Coût de l'épuration, cents le kilogramme de M.S.*	*Coût de l'hyper-filtration, cents le kilogramme de M.S.*	*Coût total minimal, cents le kilogramme de M.S.*
Pas de récupération	14 200	9,95	224	141 300	3 180 000	936 300	168	—	168
Récupération	450	12,75	569	10 000*	160 000	75 000	14	46	60

*Montant considéré minimal pour l'exploitation et l'entretien annuels.
**Amortissement des immobilisations de 10 % et taux d'intérêt de 15 %.

La solution de cette équation est obtenue par approximations successives. Dans le cas de la fromagerie d'Oka, le délai de récupération peut être calculé de la façon suivante :

Coût du système d'hyperfiltration installé (P) :	471 500 $
Coût du fonctionnement et de l'entretien pour la première année (A) :	131 200 $
Économies de la première année (168 – 60) ¢/kg × 2175 kg/d × 250 d (S) :	587 250 $
Taux d'intérêt de l'argent (*i*) :	13 % (supposé)
Taux d'inflation de l'argent (*e*) :	8 % (supposé)
Taux d'inflation des économies (*r*) :	9 % (supposé)

$$471\,500\,(1+0{,}13)^n + 131\,200\,\frac{(1+0{,}13)^n-(1+0{,}08)^n}{(0{,}13-0{,}08)}$$

$$= 587\,250\,\frac{(1+0{,}13)^n-(1+0{,}09)^n}{(0{,}13-0{,}09)}$$

Pour la Fromagerie d'Oka, le calcul indique que le délai de récupération de l'investissement pour le système d'hyperfiltration est de 14 mois.

Ce délai de récupération serait différent pour d'autres taux d'intérêt et d'inflation. Comme première approximation, on pourrait également supposer que tous les taux sont égaux et sont de 14 p.100. Dans ce cas, l'équation **(33)** devient :

$$n = \frac{P\,(1+i)}{S-A} \qquad \textbf{(34)}$$

$$= \frac{471\,500\,(1+0{,}14)}{587\,250-131\,200}$$

$$n = 0{,}91 \text{ an } (11 \text{ mois})$$

Les calculs précédents sont faits dans l'hypothèse que le lactosérum concentré est donné. Les recettes provenant de la vente du lactosérum concentré diminueraient évidemment le délai de récupération dans une proportion considérable.

8 RÉSUMÉ DES OBSERVATIONS

Les observations suivantes ont été faites à partir des données recueillies au cours de l'évaluation technique de 592 jours du système d'hyperfiltration du lactosérum doux :

1° Pour produire 1 kg de fromage, il faut en moyenne 9,22 kg de lait.

2° Pour chaque kilogramme de fromage produit, 8,36 kg de lactosérum brut sont produits en moyenne.

3° La teneur moyenne en matières solides du lactosérum brut est de 6,24 p.100.

4° La Fromagerie d'Oka traite en moyenne 39 200 kg de lait par jour, et sa production moyenne journalière atteint 4256 kg de fromage et 35 700 kg de lactosérum.

5° Une proportion de 91 p.100 du lait traité est transformée en lactosérum doux.

6° Au cours d'une période annuelle de 250 jours ouvrables, la Fromagerie d'Oka produit $8,9 \times 10^6$ kg de lactorésum doux contenant 6,24 p.100 de matières solides.

7° La Fromagerie d'Oka est classée dans la catégorie des petites fromageries du Canada. Sur 182 fromageries canadiennes, 90 appartiennent à cette catégorie.

8° Sur les 800×10^6 kg de lactosérum doux produits annuellement au Canada, 48 p.100 sont traités, 44 p.100 sont rejetés tels quels et 8 p.100 sont utilisés pour l'alimentation animale.

9° L'hyperfiltration permet de concentrer le lactosérum doux dont la teneur initiale en matières solides est de 6,24 p.100 en un produit qui contient jusqu'à 24,1 p.100 de matières solides.

10° L'hyperfiltration permet de récupérer les protéines et les minéraux du lactosérum. Les pourcentages de protéines et de minéraux perdus dans le filtrat (1500 mg/l de matières solides totales) s'élèvent à 0,25 p.100 et 0,03 p.100.

11° Les caractéristiques moyennes importantes du lactosérum doux au cours de l'étude étaient les suivantes :

D.C.O.	=	64 000 mg/l
D.B.O.5	=	29 500 mg/l
M.S.T.	=	62 400 mg/l
Minéraux	=	0,38 p.100
Protéines	=	0,9 p.100
Matières grasses	=	0,07
pH	=	6,22

12° Pour un volume de 35,7 m^3/d de lactosérum, ces valeurs correspondent à 2280 kg de D.C.O., 1050 kg de D.B.O.5 et 2230 kg de M.S.T. par jour.

13° Un rapport D.C.O./D.B.O.$_5$ de 2,22 indique un fort degré de biodégradabilité.

14° Le volume de l'effluent combiné (filtrat et eau de lavage) était de 39,8 m^3/d ; cet effluent avait les teneurs moyennes suivantes :

D.C.O.	=	1700 mg/l
D.B.O.$_5$	=	880 mg/l
M.S.T.	=	4370 mg/l

15° En équivalents de population, la valeur de l'effluent total de l'usine est de 450 ; cet effluent doit être épuré et des substances nutritives doivent être ajoutées.

16° Si la récupération du lactosérum n'était pas pratiquée, la dimension de la communauté correspondante pour l'épuration conjointe serait de l'ordre de 3300 personnes pour des rejets massiques moyens journaliers de 2300 kg de D.C.O., 1090 kg de D.B.O.$_5$ et de 2400 kg de M.S.T.

17° Le débit moyen journalier du filtrat de lactosérum obtenu par calcul était de 12,1 l/m^2 • h, ce qui correspond à la spécification du fabricant de 12 l/m^2 • h.

18° La présente étude a montré l'effet de la récupération du lactosérum sur la lutte contre la pollution. Les diminutions des D.C.O., D.B.O. et M.S.T. étaient supérieures à 95 p.100.

19° D'après les résultats de cette étude, on a obtenu un facteur moyen de concentration des matières solides de 3,9, ce qui correspond assez bien au facteur indiqué de 4.

20° Pour obtenir une teneur en matières solides de 24 p.100, il faudrait, comme conditions optimales de fonctionnement du processus, une pression de 3700 kPa du système d'hyperfiltration pendant 11 h 12 mn et un lactosérum dont la teneur en matières solides totales serait de 6 p.100.

21° La teneur maximale obtenable en matières solides avec le système d'hyperfiltration à l'étude semble être de 25,4 p.100.

22° Une pression de fonctionnement de 4200 kPa nécessiterait trop de temps pour atteindre une teneur maximale en matières solides, inférieure à 20 p.100.

23° Il est possible d'économiser une heure de travail d'un opérateur en faisant fonctionner le système à la pression de 3700 kPa pour obtenir une teneur en matières solides de 24 p.100 (en fonction des résultats obtenus à d'autres pressions).

24° Le taux de l'augmentation de la teneur en matières solides dépend de la pression utilisée dans le système. Plus la pression est forte, plus le taux est élevé.

25° Le moment où l'augmentation de la teneur en matières solides est en perte de vitesse dépend également de la pression. Plus la pression est forte, plus tôt ce ralentissement se produit.

26° Les équations prévisionnelles corrélant la concentration des matières solides en fonction du temps ou, à l'inverse, le temps requis pour atteindre une teneur déterminée en matières solides, ont été élaborées pour différentes pressions du système.

27° L'équation unifiée reliant le produit de la pression du système et du temps à l'obtention d'une teneur donnée en matières solides était la suivante :

$$C = 6{,}2e^{36{,}9 \times 10^{-6} Pt} \qquad (18)$$
$$0 \leq Pt \leq 400$$

L'intervalle de confiance de 95 p.100 est de ± 3 p.100 de matières solides.

28° Un calendrier et une méthode de nettoyage suivis consciencieusement pour le système d'hyperfiltration après chaque période de fonctionnement limitent les diminutions du débit du liquide qui traverse la membrane à moins de 10 p.100 entre le 1er et le 5e jours de fonctionnement.

29° Le flux instantané du liquide qui traverse la membrane diminue linéairement à mesure que la teneur en matières solides du lactosérum augmente.

30° Les relations mathématiques pour la plage de matières solides indiquée décrivent ces relations de la façon suivante :

$$F_{30} = 28{,}6 - 1{,}34 \text{ (pourcentage de M.S.)} \qquad (19)$$
$$5 \leq \text{pourcentage de M.S.} \leq 21{,}3$$

$$F_{37} = 29{,}5 - 1{,}32 \text{ (pourcentage de M.S.)} \qquad (20)$$
$$5 \leq \text{pourcentage de M.S.} \leq 22{,}5$$

$$F_{42} = 34{,}0 - 1{,}67 \text{ (pourcentage de M.S.)} \qquad (21)$$
$$5 \leq \text{pourcentage de M.S.} \leq 20{,}0$$

31° Toutes les données sur le flux instantané du liquide qui traverse la membrane pourraient être corrélées aux pourcentages de matières solides avec les limites suivantes de pressions et de matières solides :

$$F = 30{,}1 - 1{,}41 \text{ (pourcentage de M.S.)} \qquad (22)$$
$$3000 \leq P \leq 4200 \text{ kPa}$$
$$5 \leq \text{pourcentage de M.S.} \leq 22{,}3$$

32° En utilisant l'équation ci-dessus, la teneur maximale atteignable en matières solides est 21,3 p.100 ± 1,5 p.100 (erreur type).

33° Il est possible d'obtenir 0,62 kg de filtrat pour chaque kilogramme de lait si l'hyperfiltration est pratiquée dans les conditions indiquées dans la présente étude.

34° Le rapport massique calculé filtrat/concentré est de 2,3.

35° On a pu observer que 98,7 p.100 de la D.C.O., 98,5 p.100 de la D.B.O.5 et 97,6 p.100 des M.S.T. étaient retenus par la membrane.

36° La proportion de minéraux dans le filtrat de lactosérum augmente proportionnellement à l'augmentation de la teneur en matières solides mais ne dépend pas des pressions comprises entre 3000 kPa et 4200 kPa utilisées dans le système. Les minéraux sont associés à la phase matières solides.

37° La teneur en protéines du filtrat est indépendante de la teneur en matières solides et de la pression du système. La quantité de protéines traversant la membrane a été constante et sa teneur stable à 0,3 p.100. Les protéines étaient retenues dans le concentré à cause de leur poids moléculaire élevé.

38° La teneur en minéraux du concentré pourrait être décrite par la fonction :

$$\text{Pourcentage de minéraux} = 0{,}075\ (\text{pourcentage de M.S.}) - 0{,}051 \qquad \textbf{(24)}$$

39° Aux pressions faibles du système (3000 kPa et 3700 kPa), la proportion de protéines dans le concentré était plus faible qu'à la pression de 4200 kPa.

$$\text{Pourcentage de protéines} = 0{,}122\ (\text{pourcentage de M.S.}) + 0{,}170 \qquad \textbf{(26)}$$

40° La corrélation suivante a été établie entre les matières grasses et les matières solides du concentré :

$$\text{Pourcentage de M.G.} = 0{,}012\ (\text{pourcentage de M.S.}) + 0{,}005 \qquad \textbf{(27)}$$

41° D'après ces données, un concentré de lactosérum doux contenant 24 p.100 de matières solides aurait les caractéristiques suivantes

Minéraux	=	1,75 p.100
Protéines	=	3,1 p.100
Matières grasses	=	0,29 p.100

Sur une base sèche, ces proportions deviennent 7,3 p.100 pour les minéraux, 12,9 p.100 pour les protéines et 1,21 p.100 pour les matières grasses et concordent avec les valeurs citées dans la documentation.

42° Au cours des dix premières heures de toute journée de fonctionnement, la consommation d'eau était en moyenne de 1135 l/h, et ce, indépendamment de la pression de fonctionnement du système d'hyperfiltration. Au cours des quatorze heures suivantes, la consommation d'eau diminuait rapidement jusqu'à 300 l/h en moyenne. La consommation journalière d'eau a été estimée à 15,5 m^3.

43° La consommation d'eau de la fromagerie a été calculée à 0,43 l pour chaque litre de lactosérum. Étant donné que l'objectif de consommation d'eau était de 1 l par litre de lactosérum, la consommation d'eau est non seulement très peu élevée, mais elle indique de plus l'utilisation de bonnes méthodes de conservation de l'eau.

44° Le rapport consommation d'eau/lait traité pour la fromagerie d'Oka est de 0,40, ce qui signifie qu'il faut 2 l d'eau pour 5 l de lait traité.

45° Le coût annuel en dollars en 1979 de la production de lactosérum doux contenant 24 p.100 de matières solides à partir de lactosérum brut contenant 6 p.100 de matières solides par l'hyperfiltration était de 184 800 $ ce qui, pour 250 jours de fonctionnement et 2175 kg de matières solides récupérées par jour, représente un coût journalier de 739 $ ou de 34 ¢ le kilogramme de matières solides récupérées.

46° Exprimé en dollars de 1983, ce coût est de 46 ¢ le kilogramme de matières solides récupérées.

47° Les proportions des coûts annuels réparties entre l'entretien, l'exploitation et les immobilisations sont respectivement de 19 p.100, 36 p.100 et 45 p.100.

RÉFÉRENCES

1. *Proceedings of the Whey Utilization Symposium*, parrainé par l'Institut de recherches sur les aliments de la Direction générale de la recherche et par la Division du lait de la Direction générale de la production et de la commercialisation des aliments, Agriculture Canada, 27 et 28 juin 1974, Ottawa, Ontario.

2. Riddle, M.J. et W.D. Chandler. «Waste disposal of whey», *Proceedings of the Whey Utilization Symposium*, 27 et 28 juin 1974, Ottawa, Ontario.

3. *Dairy Market Review 1981*, Direction générale de la commercialisation et de l'économie, Agriculture Canada, août 1982, Ottawa.

4. Emmons, D.B., H.W. Modles et J. Holme. «Whey processing — some economic aspects», *Proceedings of the Whey Utilization Symposium*, 27 et 28 juin 1974, Ottawa, Ontario.

5. Webb, B.H. et A.H. Johnson. *Fundamentals of Dairy Chemistry*, 1965.

6. Welch, J.G., K.M. Nilson et A.M. Smith. «Acceptability of whey concentrate mixtures for dairy cows», *J. Dairy Sci.*, vol. 57, p. 634 (résumé).

7. Stanley Associates Engineering Ltd. *Land Application of Food Processing Wastewater, Design and Operations Manual*. Direction générale de la pollution des eaux, Environnement Canada, 1978, Ottawa. EPS 3-WP-78-5.

8. Dearborn Environmental Consulting Services Ltd. *Évaluation des méthodes physico-chimiques de réemploi de l'eau, de récupération des sous-produits et de traitement des effluents de l'industrie alimentaire*. Direction générale de la pollution des eaux, Environnement Canada, 1979, Ottawa. EPS 3—WP-79-3F.

9. Stanley Associates Engineering Ltd. *Manuel de conception et d'exploitation des installations de traitement biologique des eaux usées de l'industrie alimentaire*. Direction générale de la pollution des eaux, Environnement Canada, 1979, Ottawa. EPS 3-WP-79-7F.

10. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 14e édition, 1974, A.P.H.A., A.W.W.A., W.P.C.F.

11. Berthouex, P.M. et Y. Pathak. «Cost index trends and comparisons», *Water Pollution Control Federation. Journal*, vol. 54, n° 9, p. 1331.

12. Constantinescu, S. « Payback formula accounts for inflation », *Chemical Engineering*, vol. 89, n° 25, p.109.